

# Estudo de Optimização Energética da Unidade 1400

Mário Jorge da Silva Viegas dos Santos

Setembro de 2011

**Orientação:** Doutor Gilberto Pinto / Eng.<sup>a</sup> M.<sup>a</sup> do Céu Barros (Galp Energia)

**Co-Orientação:** Doutor Alfredo Crispim / Eng. Carlos Reis (Galp Energia)

## Agradecimentos

Este estudo não teria sido realizado sem a contribuição, aqui e ali, de uma maneira ou de outra, de várias pessoas e de vários momentos, ou circunstâncias...

Estou, portanto, grato a todos os que se *cruzaram* com este trabalho, não podendo deixar de salientar:

Os meus orientador e co-orientador do ISEP, Doutor Gilberto Pinto e Doutor Alfredo Crispim respectivamente pela orientação, apoio e incentivo positivo, bem como a Doutora Teresa Esteves pelo contributo terminante conducente à sua edição definitiva.

A Eng<sup>a</sup> Maria do Céu Pereira, o Eng<sup>o</sup> Carlos Reis e o Eng<sup>o</sup> Fernando Borges, do lado da Galp Energia, pela receptividade acolhedora e colaboração decisiva.

A minha família, e em particular, a minha mulher e companheira de vida, Isabel, pelas suas sugestões, cumplicidade e apoio entusiástico, e os meus filhos, Pedro e Joana, pela paciência e compreensão pela privação da partilha de alguns momentos de lazer. A minha irmã, Lourdes, e o meu cunhado, Martin, pela revisão do texto em língua inglesa.

As minhas colegas de curso, Ana Vilela, Iola Ferreira e Sandra Vieira pelos conselhos e ajuda técnica na escrita.

A Galp Energia e o ISEP, pela oportunidade que me concederam para, de algum modo, contribuir com uma pequeníssima “migalha” para a preservação deste nosso belo planeta...Terra.

## Resumo

O estudo de optimização energética da Unidade 1400 da Fábrica de Combustíveis da Refinaria de Matosinhos da Galp Energia foi realizado com base no projecto de *revamping* elaborado pela AXENS, devido à existência de dúvidas (Galp Energia) de que aquele projecto não estivesse, do ponto de vista energético, totalmente rentabilizado.

Para a consecução deste estudo, foi aplicado o conceito *Pinch* (Ponto de Estrangulamento), recorrendo-se quer a *software* dedicado disponível (ASPEN *Energy Analyser*), quer ao cálculo da Cascata de Calor. Os resultados obtidos em definitivo foram-no através deste último, tendo servido o primeiro apenas como indicador, devido à existência de incoerências (pelo menos aparentes). Foram considerados três cenários, tendo apenas como elemento diferenciador o valor de  $\Delta T_{\min}$ : 10, 15 e 20 °C. Foi detectado, somente para este último (20 °C), um ponto de estrangulamento. Os três cenários concordam na necessidade de inclusão de um novo permutador de calor entre a corrente de gasóleo após sofrer reacção de hidrogenação (fundo do reactor) e após dois estágios de arrefecimento e a corrente de gasóleo à entrada da Unidade e após recepção do reciclo de hidrogénio, constituindo assim a sua fonte inicial de aquecimento. Como consequência, também são reduzidas as necessidades de serviço da fornalha pré-reactor e das utilidades de arrefecimento.

Para o cálculo do novo permutador de calor, seguiram-se duas vias: carcaça e tubos convencional e carcaça e tubos com disposição helicoidal das chicanas (*Helixchanger*®). Para o primeiro tipo, recorreu-se ao *software* ASPEN *Exchanger Design & Rating*, sendo, para o segundo, a empresa detentora da tecnologia (Lummus Technology) a fornecer a solução pretendida.

Procedeu-se a um breve estudo de rentabilidade económica do investimento em causa, considerando o seu maior valor (*Helixchanger*®), sendo o resultado favorável à sua aplicação.

**Palavras-chave:** *Pinch*, Ponto de Estrangulamento, Cascata de Calor, Rede de Permutadores de Calor, PE, RPC,  $\Delta T_{\min}$ , EDR.

## Abstract

The energy optimization study of Unit 1400 (Fuel Plant of Galp Energia Matosinhos Refinery) was based on the AXENS revamping project, as there were doubts (Galp Energia) that this project was not fully profitable from an energetic point of view.

As study method, the Pinch concept was applied, using both the available software (Aspen Energy Analyzer) and the Heat Cascade calculation. The definite results were obtained by the latter, having used Aspen only as an indicator and comparison, as there were some inconsistencies (apparent at least). Three scenarios were considered, with the  $\Delta T_{\min}$  value being the only one differentiating element: 10, 15 and 20 °C. A pinch point was detected only for 20 °C. All three scenarios show clearly the benefits of including an additional heat exchanger into the incoming gasoil stream (Unit feed stream), after receiving the hydrogen (recycle). As heating source, the reactor bottoms stream after the two cooling stages (one existing and the other foreseen by AXENS) would be used, thus reducing energy consumption (duties) for the reactor charge heater and the cooling utilities units.

For the calculation of the additional heat exchanger, two methods were used: conventional shell and tube and helically baffled shell and tube (Helixchanger®). For the first one, Aspen Exchanger Design & Rating software was used, and for the second, the technology holding company (Lummus Technology) provided the desired solution.

A brief economic profitability study was carried out considering the highest investment value (Helixchanger®) expecting the result auspicious to its application.

**Keywords:** Pinch, Pinch Point, Heat Cascade, Heat Exchangers Network,  $\Delta T_{\min}$ , EDR.

## Índice

<b>Resumo</b> .....	ii
<b>Abstract</b> .....	iii
<b>Índice</b> .....	iv
<b>Índice de Figuras</b> .....	vii
<b>Índice de Tabelas</b> .....	ix
<b>Nomenclatura</b> .....	x
<b>Glossário</b> .....	xi
<b>1 Introdução</b> .....	13
1.1 Objectivos do estudo .....	13
1.2 A empresa Galp Energia .....	13
<b>2 Fundamentos teóricos</b> .....	19
2.1 Integração de Processos e o conceito <i>Pinch</i> .....	19
2.2 Conceitos básicos da análise <i>Pinch</i> .....	21
2.2.1 Curvas Compostas .....	21
2.2.2 Cascata de Calor .....	25
2.2.3 Rede de Permutadores de Calor .....	27
<b>3 Descrição do estudo</b> .....	29
3.1 Caracterização das correntes .....	31
❖ Corrente 13 .....	31
❖ Corrente 17 .....	31
❖ Corrente 30 .....	32
❖ Corrente 38 .....	32
❖ Corrente 9 .....	33
❖ Corrente 27 .....	33
3.2 Recurso/ utilização do <i>software ASPEN Energy Analyser</i> .....	34
3.3 Estudo da variação do conteúdo entálpico das correntes .....	34
▪ Corrente 13 .....	35
▪ Corrente 17 .....	35

▪ Corrente 30.....	35
▪ Corrente 38.....	35
▪ Corrente 9.....	35
▪ Corrente 27.....	36
3.4 Elaboração da cascata de calor.....	36
3.4.1 Consideração de $\Delta T_{\min}$ igual a 10 °C .....	37
3.4.2 Consideração de $\Delta T_{\min}$ igual a 15 °C .....	38
3.4.3 Consideração de $\Delta T_{\min}$ igual a 20 °C .....	39
3.5 Elaboração da Rede de Permutadores de Calor (RPC).....	40
3.5.1 RPC para $\Delta T_{\min}$ igual a 10 °C .....	40
3.5.2 RPC para $\Delta T_{\min}$ igual a 15 °C .....	42
3.5.3 RPC para $\Delta T_{\min}$ igual a 20 °C .....	44
3.6 Fluxogramas de processo das Redes de Permutadores de Calor (RPC).....	47
3.7 Comparação entre equipamento permutador existente e considerado para as diferentes alternativas (AXENS e RPC) e respectivas trocas ( <i>duties</i> ) (Gcal/h) .....	51
4 Projecto do permutador de calor.....	53
4.1 Utilização do ASPEN <i>Exchanger Design &amp; Rating</i> .....	54
4.2 Solução alternativa <i>Helixchanger</i> ®.....	55
5 Avaliação económica.....	57
▪ Valor Actual Líquido (VAL) .....	57
▪ Taxa Interna de Rendibilidade (TIR).....	57
▪ Comparação entre VAL e a TIR .....	57
5.1 Dados fornecidos (Galp Energia).....	57
5.2 Cálculos.....	58
6 Conclusões e Sugestões para Trabalho Futuro .....	59
Bibliografia.....	61
Anexo A – Informação Galp Energia e AXENS.....	62
A.1 – Diagramas de fluxo da Unidade 1400: actual (Galp Energia) e <i>revamping</i> (AXENS) .....	62
A.2 – Caracterização AXENS das correntes: <i>Material Balance (weight)</i> (13 páginas) ..	65

A.3 – Caracterização AXENS das correntes: <i>Heat Balance</i> (13 páginas).....	78
Anexo B – ASPEN <i>Plus</i> e ASPEN <i>Energy Analyser</i> .....	91
B.1 – Selecção do método de cálculo de propriedades (ASPEN <i>Plus</i> ).....	91
B.2 – Diferenças entre as versões 7.0 e 7.2: $\Delta T_{\min}$ e área de permuta .....	93
B.3 – Comparação entre as versões 7.0 e 7.2 e a Cascata de Calor .....	94
Anexo C – Gráficos de variações entálpicas e exemplo de cálculo.....	95
C.1 – Corrente 13.....	96
C.2 – Corrente 17.....	97
C.3 – Corrente 30.....	98
C.4 – Corrente 38.....	99
C.5 – Corrente 9.....	100
C.6 – Corrente 27.....	101
C.7 – Exemplo de cálculo ( $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ).....	102
Anexo D – Fluxogramas da RPC (tamanho A3).....	110
Anexo E – ASPEN <i>Exchanger Design &amp; Rating</i> (EDR).....	114
E.1 – Janelas do EDR .....	114
E.2 – Orçamento de A. Silva Matos.....	125
Anexo F – Permutador de calor <i>Helixchanger</i> ® (Lummus Technology) .....	126
F.1 – Orçamento .....	126
F.2 – Folha de especificação (2 páginas) .....	127
F.3 – Brochura <i>Helixchanger</i> ® <i>Heat Exchanger</i> .....	129

## Índice de Figuras

Figura 1-1 - Vista geral da Fábrica de Combustíveis.....	15
Figura 1-2 – Fábrica de Combustíveis (Galp Energia/ DRM/ DT/ Tecnologia, 2011).....	16
Figura 2-1 - Curvas Compostas (gráfico Temperatura vs. Entalpia).....	21
Figura 2-2 - Relações temperatura - entalpia usadas para a construção de curvas compostas.....	22
Figura 2-3 - Curvas compostas (gráfico Temperatura vs. Entalpia).....	22
Figura 2-4 - Exemplificação de $\Delta T_{\min}$ quando permutadas uma corrente quente e uma corrente fria.....	23
Figura 2-5 - Efeito do aumento de $\Delta T_{\min}$ .....	24
Figura 2-6 - O compromisso energia/ capital .....	25
Figura 2-7 - Exemplo de primeira cascata de calor .....	26
Figura 2-8 - Exemplo de segunda cascata de calor .....	27
Figura 3-1 - Fluxograma do processo .....	30
Figura 3-2 - Esquema simplificado dos processos de aquecimento e arrefecimento.....	36
Figura 3-3 - Cascata de calor para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	37
Figura 3-4 - Cascata de calor para $\Delta T_{\min} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	38
Figura 3-5 - Cascata de calor para $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	39
Figura 3-6 - Trocas de calor para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	40
Figura 3-7 - RPC para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	41
Figura 3-8 - Trocas de calor para para $\Delta T_{\min} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	42
Figura 3-9 - RPC para $\Delta T_{\min} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	43
Figura 3-10 - Trocas de calor para $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , acima do <i>pinch</i> .....	44
Figura 3-11 - Trocas de calor para $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , abaixo do <i>pinch</i> .....	45
Figura 3-12 - RPC para $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	46
Figura 3-13 – Permutador de calor genérico, fluxo em contra-corrente.....	47
Figura 3-14 - Fluxograma resultante da integração energética, para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	48
Figura 3-15 - Fluxograma resultante da integração energética, para $\Delta T_{\min} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	49
Figura 3-16 - Fluxograma resultante da integração energética, para $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	50
Figura 4-1 - Permutador III ( $\Delta T_{\min}$ de 10 e 15 $^{\circ}\text{C}$ ) / IV ( $\Delta T_{\min}$ de 20 $^{\circ}\text{C}$ ).....	53
Figura A-1 – Diagrama de fluxo ( <i>Process Flow Diagram</i> ) actual da Unidade 1400.....	63
Figura A-2 – Diagrama de fluxo ( <i>Process Flow Diagram</i> ) do projecto de <i>revamping</i> (AXENS) da Unidade 1400.....	64
Figura B.1- Comparação entre a gama de $\Delta T_{\min}$ óptimo e área de permuta de calor (versões 7.0 e 7.2).....	91
Figura D-1 - Fluxograma resultante da integração energética, para $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	101



Figura D-2 - Fluxograma resultante da integração energética, para $\Delta T_{\min} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	102
Figura D-3 - Fluxograma resultante da integração energética, para $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	103
Figura E-1 – Escolha do tipo de permutador (carcaça e tubos).....	104
Figura E-2 – Janela <i>Process Data</i> : 1) de 4.1.....	104
Figura E-3 – Mensagem de erro (situação não convergência): 1) de 4.1.....	105
Figura E-4 – Mensagem de aviso (situação de convergência): 1) de 4.1.....	105
Figura E-5 – Janela <i>Process Data</i> : 2) de 4.1.....	105
Figura E-6 – Mensagem de erro (situação não convergência): 2) de 4.1.....	105
Figura E-7 – Janela <i>Process Data</i> : 2) de 4.1.....	106
Figura E-8 – Mensagem de aviso (situação de convergência): 2) de 4.1.....	106
Figura E-9 – Janela <i>Geometry Summary</i> .....	106
Figura E-10 – Nomenclatura TEMA de permutadores de carcaça e tubos (Ribeiro, 2009).....	107
Figura E-11 – Folha de especificação (EDR) do novo permutador de carcaça e tubos .....(ver.4.1).....	114
Figura E-12 – Resposta (orçamento) para o novo permutador de carcaça e tubos (ver 4.1).....	115
Figura F-1 – Respostas (orçamento) (Lummus Technology) (ver 4.2).....	116

## Índice de Tabelas

Tabela 3-1 - Caracterização da corrente 13.....	31
Tabela 3-2 - Caracterização da corrente 17.....	31
Tabela 3-3 - Caracterização da corrente 30.....	32
Tabela 3-4 - Caracterização da corrente 38.....	32
Tabela 3-5 - Caracterização da corrente 9.....	33
Tabela 3-6 - Caracterização da corrente 27.....	33
Tabela 3-7 - Cálculo de $[(M\Delta H_{\text{esp}})/\Delta T]$ para $\Delta T_{\text{min}} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	40
Tabela 3-8 - Cálculo de $(M\Delta H_{\text{esp}})/\Delta T$ para $\Delta T_{\text{min}} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$ .....	42
Tabela 3-9 - Cálculo de $(M\Delta H_{\text{esp}})/\Delta T$ para $\Delta T_{\text{min}} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , acima do <i>pinch</i> .....	44
Tabela 3-10 - Cálculo de $(M\Delta H_{\text{esp}})/\Delta T$ para $\Delta T_{\text{min}} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ , abaixo do <i>pinch</i> .....	45
Tabela 3-11 - Equipamento permutador existente e considerado para diferentes alternativas.....	51
Tabela B-1 – Diferenças entre as versões Energy Analyser e a Cascata de Calor .....	94
Tabela E-1 - Instâncias do EDR (novo permutador) ( 6 páginas) .....	118

## Nomenclatura

		Dimensões <sup>1</sup> : M, L, T, $\Theta$
$\bar{C}_p$	Calor específico médio	$L^2 T^{-2} \Theta^{-1}$
$Duty_n$	Troca de calor no permutador n	$M L^2 T^{-3}$
$H_{esp}$	Entalpia específica	$L^2 T^{-2}$
$H_{Lesp}$	Entalpia específica da fase líquida	$L^2 T^{-2}$
$H_{Vesp}$	Entalpia específica da fase vapor	$L^2 T^{-2}$
$H_{esp@T_i}$	Entalpia específica à temperatura inicial	$L^2 T^{-2}$
$H_{esp@T_f}$	Entalpia específica à temperatura final	$L^2 T^{-2}$
$\Delta H_{esp}$	Variação de entalpia específica	$L^2 T^{-2}$
$\Delta H_i$	Variação de entalpia da corrente i	$M L^2 T^{-3}$
$\Delta H_k$	Balanço de energia no intervalo k (cascata de calor)	$M L^2 T^{-3}$
<i>I, II, III e IV</i>	Referências de permutadores da RPC	
$\dot{M}$	Caudal mássico	$M T^{-1}$
$N$	Referência genérica de permutador de calor	
$N_F$	Número de correntes frias	
$N_Q$	Número de correntes quentes	
$T$	Temperatura	$\Theta$
$T_f$	Temperatura final	$\Theta$
$T_i$	Temperatura inicial	$\Theta$
$T'_f$	Temperatura final corrigida	$\Theta$
$T'_i$	Temperatura inicial corrigida	$\Theta$
$T_F$	Temperatura da corrente fria	$\Theta$
$T_Q$	Temperatura da corrente quente	$\Theta$
$T'_F$	Temperatura corrigida da corrente fria	$\Theta$
$T'_Q$	Temperatura corrigida da corrente quente	$\Theta$
$T_{Fpinch}$	Temperatura fria no <i>pinch</i>	$\Theta$
$T_{Qpinch}$	Temperatura quente no <i>pinch</i>	$\Theta$
$T_{iENT}$	Temperatura da corrente i à entrada do permutador	$\Theta$
$T_{iSAI}$	Temperatura da corrente i à saída do permutador	$\Theta$
$T_{jENT}$	Temperatura da corrente j à entrada do permutador	$\Theta$
$T_{jSAI}$	Temperatura da corrente j à saída do permutador	$\Theta$

---

<sup>1</sup> M - Massa; L - Comprimento; T - Tempo;  $\Theta$  - Temperatura

$\Delta T'_k$	Diferença de temperaturas corrigidas no intervalo k (cascata de calor)	$\Theta$
$\Delta T_{\min}$	Diferença mínima de temperaturas	$\Theta$
%liq	Percentagem mássica da fase líquida	
%vap	Percentagem mássica da fase vapor	
(...) <sub>F</sub>	Referente a corrente fria	
(...) <sub>Q</sub>	Referente a corrente quente	
$Q_9$	Variação do conteúdo energético na corrente 9	$M L^2 T^{-3}$
$Q_{13}$	Variação do conteúdo energético na corrente 13	$M L^2 T^{-3}$
$Q_{17}$	Variação do conteúdo energético na corrente 17	$M L^2 T^{-3}$
$Q_{30}$	Variação do conteúdo energético na corrente 30	$M L^2 T^{-3}$
$Q_{38}$	Variação do conteúdo energético na corrente 38	$M L^2 T^{-3}$

## Abreviaturas

Aq	Aquecedor (RPC)
AQ.	Aquecimento
Arr	Arrefecedor (RPC)
ARR.	Arrefecimento
EDR	<i>Exchanger Design &amp; Rating</i> (ASPEN)
PCI	Poder Calorífico Inferior
PE	Ponto de estrangulamento (ponto <i>Pinch</i> )
RPC	Rede de permutadores de calor
TIR	Taxa Interna de Rendibilidade
VAL	Valor Actual Líquido

## Glossário

*Revamping* Renovação, aumento de capacidade



## 1 Introdução

### 1.1 Objectivos do estudo

A presente dissertação teve como objectivo o estudo de optimização energética da Unidade 1400 da Fábrica de Combustíveis da Refinaria de Matosinhos da Galp Energia S.A., com base no projecto de *revamping* elaborado pela AXENS.

Esta unidade processual, existente desde o início da refinaria, foi concebida originalmente para a dessulfuração do gasóleo. No entanto, no final dos anos noventa, com a entrada em vigor de especificações mais restritivas no teor de enxofre no gasóleo, foi necessária a construção de uma nova unidade de dessulfuração, a Unidade 3700, com um volume catalítico muito superior.

O teor em enxofre exigido ao longo do tempo foi sendo cada vez menor, verificando-se a necessidade de aumentar o volume catalítico da unidade por duas vezes. Por outro lado a Unidade 1400 passou a processar cada vez menos gasóleo, começando a dessulfurar cada vez mais petróleo (querosene) do que anteriormente, devido ao seu menor teor em enxofre. Com o último aumento de volume reaccional da Unidade 3700, ficou disponível o primeiro reactor desta unidade, de maior capacidade do que o da Unidade 1400, pelo que foi decidida a sua utilização como reactor desta ultima.

Além da substituição do reactor, foram efectuadas algumas alterações na unidade; no entanto, no entender da Galp Energia, este projecto de *revamping* não está concluído em termos de optimização energética.

### 1.2 A empresa Galp Energia



Cada vez mais, a competitividade é crucial no teatro de acções das grandes empresas no mercado cada vez mais globalizado. A Galp Energia é um exemplo de que, como grande empresa, além de investir em soluções que contribuem para a sustentabilidade, dignificando a sua imagem junto do consumidor comum, não descarta na optimização dos seus processos da refinação. A Galp Energia define-se hoje como uma empresa de energia, explorando, desenvolvendo e produzindo petróleo e gás natural em quatro continentes. É hoje o único grupo integrado de produtos petrolíferos e gás natural de Portugal, com actividades que se estendem desde a exploração e produção de petróleo e gás natural, à refinação e distribuição de produtos petrolíferos, à distribuição e venda de gás natural e à geração de energia eléctrica.

O actual perfil da empresa (dados do final de 2010) é o seguinte:

- Capitalização bolsista: €11.891 milhões
- Volume de negócios: €14.064 milhões
- Resultado líquido RCA<sup>2</sup>: €306 milhões
- Nº de colaboradores: 7.311
- Presença activa em: 13 países
- Reservas e recursos: 2,9 mil milhões de boe<sup>3</sup>
- Refinarias: 2
- Estações de serviço: 1.539
- Vendas de gás natural: 4.926 Mm<sup>3</sup><sup>4</sup>

(<http://www.galpenergia.com/PT/agalpenergia/Paginas/GalpEnergiaRelance.aspx>, 2011).

O complexo industrial da refinaria de Matosinhos possui uma área aproximada de 290 hectares e está interligado ao terminal para petroleiros no porto de Leixões por vários oleodutos com cerca de dois quilómetros de extensão

O início da construção da refinaria de Matosinhos deu-se em 1966 e três anos mais tarde, o seu arranque. Possui uma capacidade de armazenagem da ordem de 1.910.000 m<sup>3</sup>, dos quais cerca de 657.000 m<sup>3</sup> são para ramas de petróleo e 1.253.000 m<sup>3</sup> para produtos intermédios e finais e cerca de 1.250 km de *pipelines*.

A refinaria de Matosinhos é constituída pelas seguintes linhas e correspondentes capacidades de fabrico<sup>5</sup>:

- Produção de combustíveis 3.700.000 t/ano;
- Produção de óleos base 150.000 t/ano;
- Produção de aromáticos e solventes 440.000 t/ano;
- Fabricação de massas lubrificantes 1.500 t/ano;
- Fabricação e moldação de parafinas 10.000 t/ano;
- Produção de betumes 150.000 t/ano;
- Produção de enxofre 10.000 t/ano

Cada fábrica da refinaria de Matosinhos é constituída por várias unidades processuais interligadas entre si<sup>5</sup>:

- *Fábrica de combustíveis*. Esta fábrica conta com 14 unidades processuais que, utilizando petróleo bruto como matéria-prima, obtém toda a gama de produtos

---

<sup>2</sup> *Replacement Cost Adjusted*, que exclui o efeito *stock* e eventos não recorrentes

<sup>3</sup> *Barrels of oil equivalent*

<sup>4</sup> Milhões de m<sup>3</sup>

<sup>5</sup> <http://www.galpenergia.com/PT/agalpenergia/os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Paginas/Refinaria-de-Matosinhos.aspx>, 2011

combustíveis. Tem uma capacidade de tratamento de petróleo bruto de cerca de 3,2 milhões de toneladas por ano;

- *Fábrica de lubrificantes.* Esta fábrica tem uma capacidade de produção anual de 80.000 toneladas de óleos lubrificantes e 1.500 toneladas de massas lubrificantes;
- *Fábrica de aromáticos e solventes.* Esta fábrica produz a matéria-prima necessária para a indústria petroquímica e solventes de uso geral;
  - *Fábrica de óleos base.* Esta fábrica arrancou em 1969 com a finalidade de produzir óleos base, parafinas e betumes, utilizando como matéria-prima petróleo bruto, essencialmente parafínico (Arabian Light);
- *Fábrica de utilidades.* Para o bom funcionamento de todas as unidades processuais, é indispensável um serviço de produção e distribuição de utilidades, como a energia. O complexo dispõe de diversas instalações para responder a esta necessidade.

A Unidade 1400 (Dessulfuração de Gasóleo I), objecto deste estudo, insere-se geográfica processualmente na Fábrica de Combustíveis (Figura 1-1 e Figura 1-2).



**Figura 1-1 - Vista geral da Fábrica de Combustíveis**

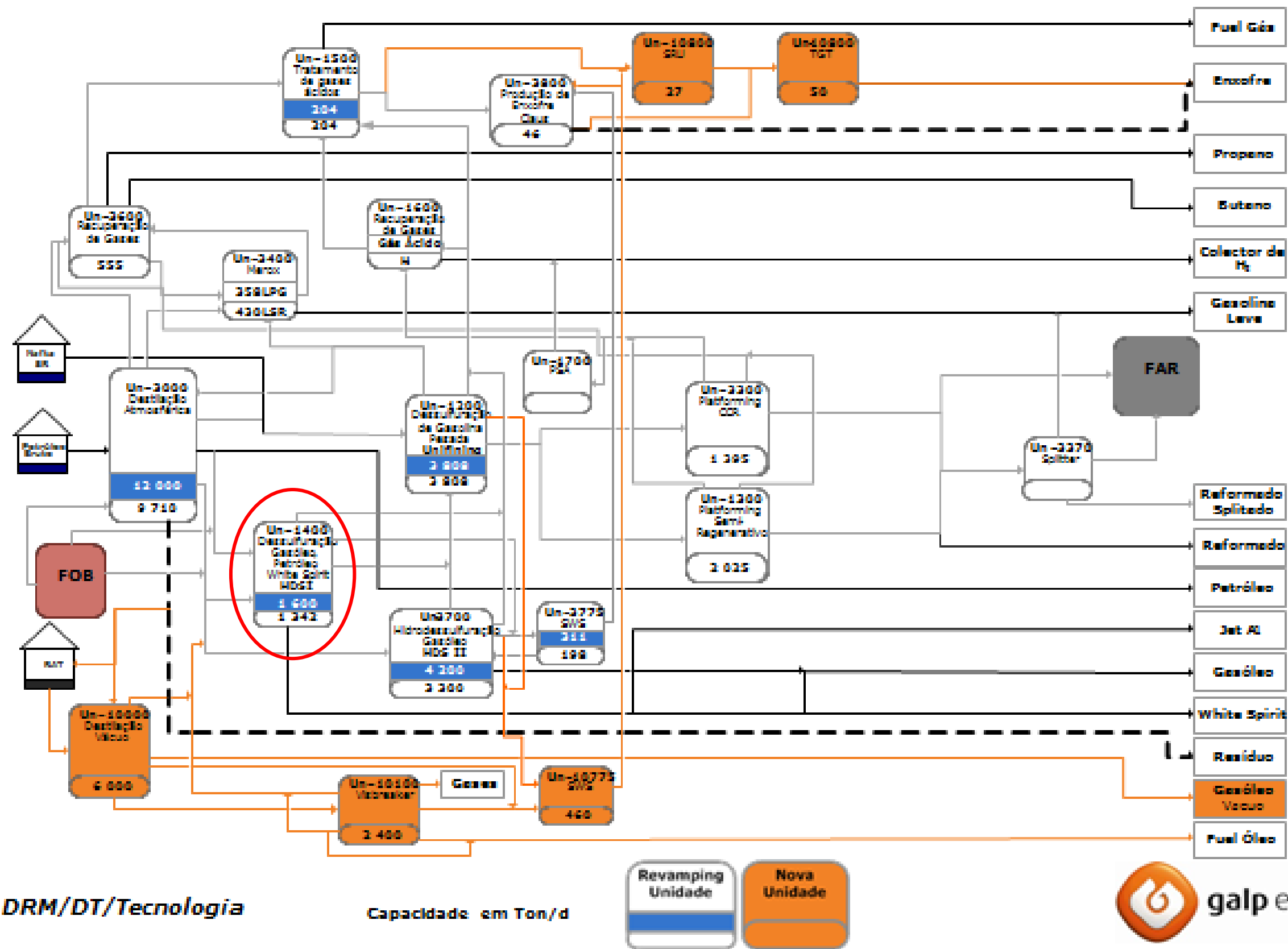
Esta fábrica constituída por 14 unidades processuais que, utilizando petróleo bruto, obtém toda a gama de produtos combustíveis, incluindo grande parte da matéria-prima que alimenta a fábrica de aromáticos e solventes.

Dada a flexibilidade e interligação das suas instalações, esta unidade trata uma grande variedade de petróleos brutos escolhidos, caso a caso, de acordo com as suas características e as necessidades do mercado. No sentido de minimizar os consumos de energia e as perdas inerentes ao processo de fabrico, têm sido implementados novos esquemas operacionais e tecnologias energeticamente mais eficientes.

Os produtos combustíveis são obtidos através de operações de separação física, tratamento químico ou ainda por processos de conversão da estrutura molecular de algumas famílias de hidrocarbonetos.



# Refinaria de Matosinhos em 2011



1 | DRM/DT/Tecnologia

Capacidade em Ton/d

Figura 1-2 – Fábrica de Combustíveis (Galp Energia/ DRM/ DT/ Tecnologia, 2011)

A Dessulfuração de Gasóleo I e II consiste, conforme a designação, num processo de hidrodessulfuração do gasóleo (reação catalítica, realizada a alta pressão parcial de hidrogénio, na presença de um catalisador apropriado), que reduz drasticamente o seu teor de enxofre. Em consequência da severidade da operação, formam-se alguns gases leves por craqueamento da carga, que são separados por stripping do gasóleo tratado, antes deste ser enviado para armazenagem<sup>6</sup>.

---

<sup>6</sup> <http://www.galpenenergia.com/PT/agalpenenergia/os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Paginas/FabricaCombustiveis.aspx>, 2011



## 2 Fundamentos teóricos

### 2.1 Integração de Processos e o conceito *Pinch*

A energia é fundamental nas economias industriais e o seu consumo não é, ainda muitas vezes, otimizado. As evoluções recentes do mercado de energia, incluindo a desregulação, preços crescentes do petróleo e do gás, bem como o efeito do gás de combustão sobre as alterações climáticas (o dióxido de carbono, CO<sub>2</sub>, é um gás de efeito de estufa), criaram uma nova ênfase na gestão energética.

A Integração de Processos é uma abordagem eficiente que permite às indústrias aumentar a sua rentabilidade através da redução de consumos de energia, água e matérias-primas, bem como reduzir as emissões de gases de efeito de estufa e a geração de resíduos. A Integração de Processos pode ser definida como todas as melhorias feitas para os processos, suas operações unitárias constituintes, e suas interações para maximizar o uso eficaz de energia, água e matérias-primas. Entre as metodologias de Integração de Processos, a Análise *Pinch* é certamente a mais amplamente utilizada, essencialmente devido à simplicidade dos seus conceitos subjacentes.

Foi o conceito *Pinch* de recuperação de calor, descoberto independentemente por Hohmann (1971), Umeda et al. (1978-1979) e Linnhoff et al. (1978-1979), que inicialmente deu origem ao campo de Integração de Processos. O grupo Linnhoff, na UMIST<sup>7</sup> em Manchester (Reino Unido), desenvolveu este conceito para uma tecnologia industrial nos anos 80 (Gundersen, 2002).

A análise *Pinch* é uma abordagem rigorosa e estruturada para identificar ineficiências na utilização de energia nos processos industriais. É uma técnica bem comprovada, e tem uma reputação estabelecida de geração de projectos economicamente atractivos de recuperação de calor, que minimizam o consumo de energia e investimento de capital, quando aplicado a processos individuais ou em toda a instalação (unidade processual).

A abordagem básica é a da energia utilizada em processos individuais. A necessidade mínima teórica de utilidades no processo é calculada para a utilização global de energia, bem como para utilidades específicas (vapor de alta, média e baixa pressão, água de arrefecimento, etc), à frente de quaisquer actividades de projecto. Permite a optimização não só da necessidade total de energia, mas também da eficiência intrínseca ao processo. Quando apropriado, podem ser usadas técnicas baseadas no *Pinch* para estender a análise à integração de todos os processos, através do sistema de utilidades.

---

<sup>7</sup> University of Manchester Institute of Science and Technology

Economias típicas identificadas através da aplicação do método *Pinch* de energia, expressas como percentagem do combustível total adquirido, na refinação de petróleos, podem ir de 10 a 25% (Natural Ressources Canada, 2003).

A altura ideal para aplicar a análise *Pinch* é durante o planeamento de modificações no processo que exijam grandes investimentos, e antes da finalização do processo de projecto. No entanto, em projectos de modernização, as melhorias de eficiência energética geralmente exigem algumas despesas de capital. Neste caso, a análise *Pinch* pode ser especificamente dirigida para a maximização do retorno sobre o investimento. Este estudo de optimização energética da Unidade 1400 enquadra-se nesta situação.

## 2.2 Conceitos básicos da análise *Pinch*

### 2.2.1 Curvas Compostas

A análise *Pinch* é uma ferramenta, que fornece informações importantes numa planta global ou mesmo ao nível local (instalação ou unidade de processo). O conceito de Curvas Compostas fornece uma visão sistémica do problema sobre a recuperação eficiente (ou reutilização) de recursos, sempre que uma quantidade (calor) tem uma qualidade (temperatura). O *Pinch* revela em seguida, nessas curvas, a localização de um défice acumulado de uma quantidade acima de uma certa qualidade. As curvas são perfis da disponibilidade de calor (curva composta quente) e da necessidade de calor (curva composta fria). A extensão de sobreposição das curvas é uma medida do potencial de recuperação de calor, como mostra a figura Figura 2-1 (Natural Ressources Canada, 2003).

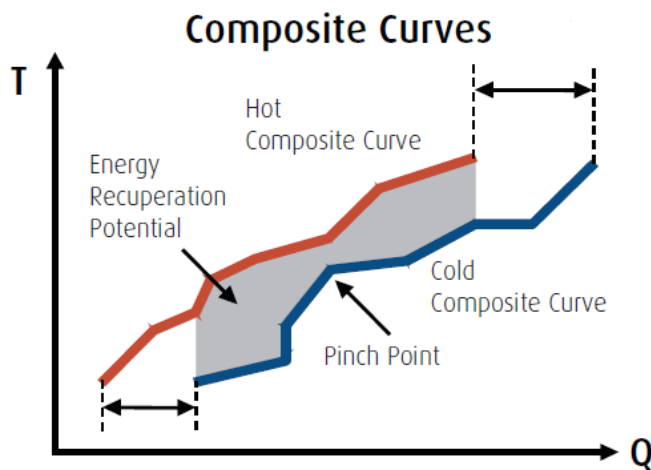


Figura 2-1 - Curvas Compostas (gráfico Temperatura vs. Entalpia)

A construção das curvas requer balanços de energia e de massa do processo completos e consistentes. São utilizados dados do balanço de energia e de massa para definir correntes de processo em termos de temperatura e requisitos de aquecimento ou de arrefecimento. Estes dados podem ser extraídos da recolha de medições, projecto, simulação, etc.. Uma vez identificadas, as correntes são divididas em quentes e frias.

Uma corrente com capacidade calorífica constante (ou média dos valores relativos às suas temperaturas inicial e final) – produto  $M \times \bar{C}_p$ , em que  $M$  é o caudal mássico e  $\bar{C}_p$  o calor específico médio, pode ser representada por um segmento de linha recta com origem na temperatura inicial e terminando na temperatura final. Existindo várias correntes frias ou/quentes, o desenho das curvas compostas envolve a soma das mudanças entálpicas das correntes nos intervalos de temperatura respectivos. Um exemplo da construção de uma curva composta quente é ilustrado na Figura 2-2 (The Chemical Engineer's Resource Page,

2001). Uma curva composta quente ou fria completa consiste numa série de segmentos de recta ligados entre si, com declives diferentes correspondentes aos valores da capacidade calorífica (representada na Figura 2-2 como CP).

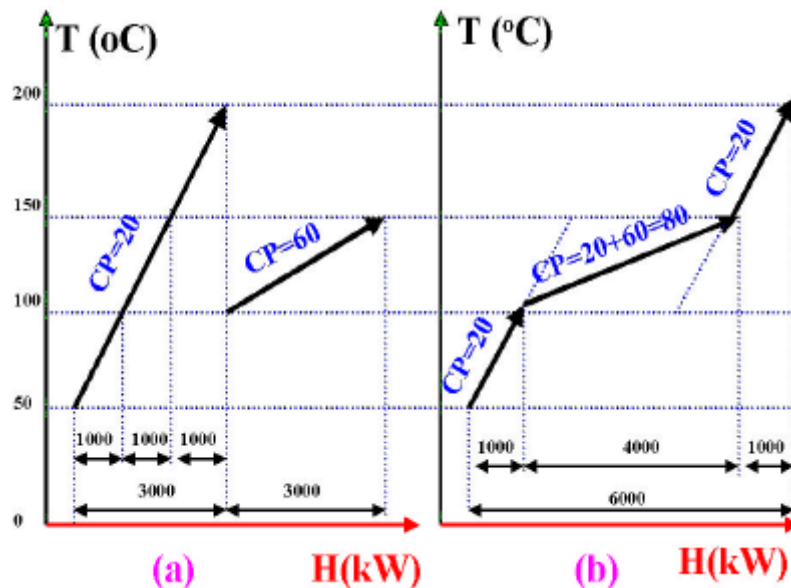


Figura 2-2 - Relações temperatura - entalpia usadas para a construção de curvas compostas

De acordo com a designação, as correntes quentes contêm calor para ser recuperado, ou devem ser arrefecidas para satisfazer necessidades processuais. As correntes frias requerem calor, devendo ser aquecidas. As extremidades (das curvas) não sobrepostas revelam as necessidades energéticas que não podem ser satisfeitas pelas correntes do processo, mas sim pelo recurso a utilidades quentes (extremidade direita) e frias (extremidade esquerda).

Para a determinação da necessidade mínima energética global do processo, a curva composta fria é deslocada progressivamente em direcção à curva composta quente, como mostra a Figura 2-3 (Natural Ressources Canada, 2003). A maior aproximação das curvas é definida pela diferença mínima de temperatura,  $\Delta T_{\min}$  (no exemplo da figura, 10 °C).

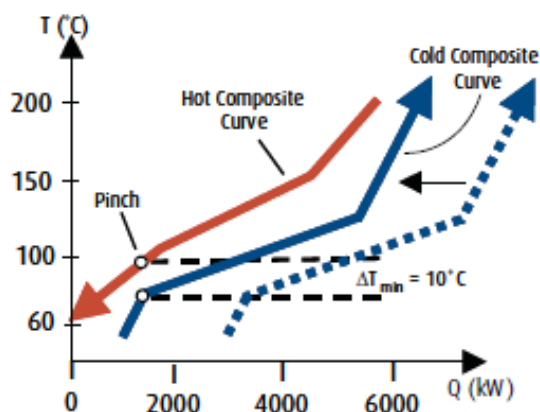


Figura 2-3 - Curvas compostas (gráfico Temperatura vs. Entalpia)

$\Delta T_{\min}$  é a diferença mínima de temperatura atingida entre duas correntes que trocam calor entre si, e como tal, permitida num permutador de calor; no escoamento em contra-corrente, os perfis de temperatura aproximam-se num dos extremos (Figura 2-4) (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002)

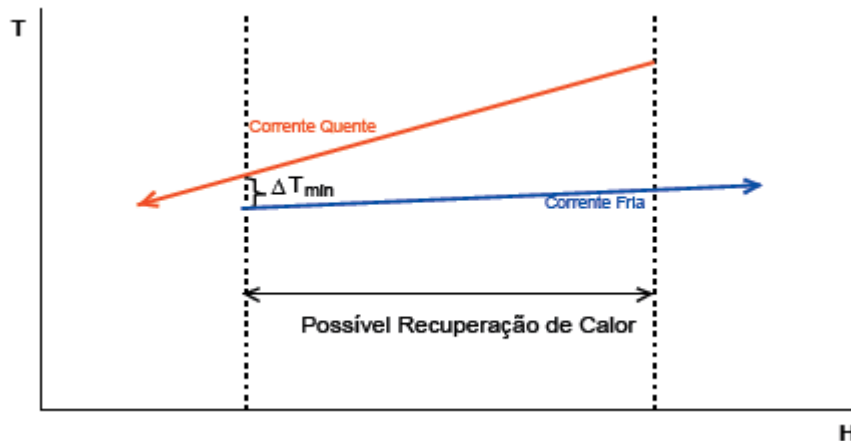


Figura 2-4 - Exemplificação de  $\Delta T_{\min}$  quando permutadas uma corrente quente e uma corrente fria

As curvas compostas revelam basicamente:

- A quantidade máxima de energia possível de recuperação, através da sua transferência entre as correntes do processo;
- As quantidades mínimas de energia a fornecer e a retirar ao processo por utilidades quente e fria, respectivamente;
- A localização do Ponto de Estrangulamento ou Ponto *Pinch* para um determinado  $\Delta T_{\min}$ , correspondente às temperaturas de maior aproximação das curvas.

Qual é o significado do Ponto *Pinch*? Este ponto divide o processo em dois sistemas termodinâmicos separados, a zona acima e a zona abaixo, cada uma com a respectiva utilidade. Acima do *Pinch*, qualquer necessidade suplementar de energia é suprida por uma utilidade quente. Abaixo do *Pinch*, qualquer excesso de energia é removido por uma utilidade fria.

Assim, para um projecto óptimo, nenhum calor deve ser transferido através do *pinch*. Este é o conceito chave na tecnologia *Pinch*.

O valor de  $\Delta T_{\min}$  é estabelecido segundo critérios de projecto, assumindo-se um compromisso entre custos de capital (equipamento) e custos energéticos. Embora em várias situações, a análise *Pinch* conduza a poupanças quer em energia quer em capital, a poupança energética implica, geralmente, gastos acrescidos de capital, especialmente em situações de reajustes (modificações). Isto pode ser demonstrado ao examinarem-se as curvas compostas. À medida que a separação entre as curvas compostas quente e fria aumenta, a sobreposição entre as curvas quente e fria reduz-se, diminuindo assim as



oportunidades de recuperação de calor das correntes quentes para as correntes frias, e, conseqüentemente, aumentando a necessidade das utilidades (Figura 2-5) (Natural Ressources Canada, 2003).

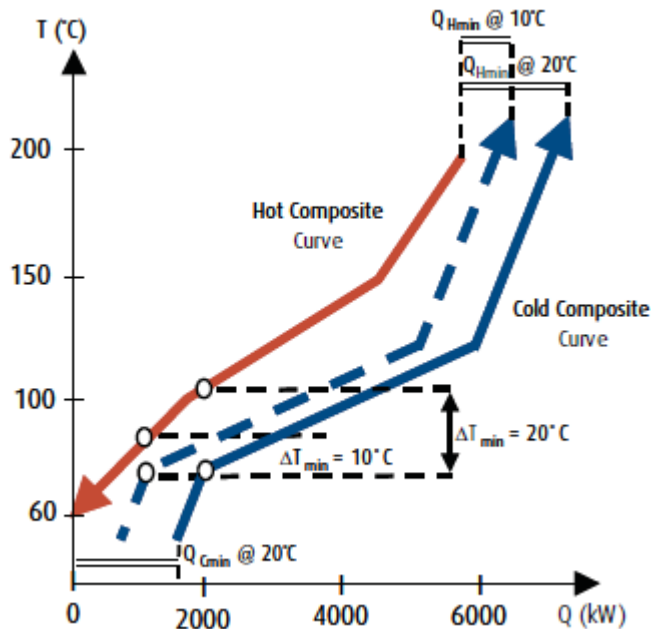


Figura 2-5 - Efeito do aumento de  $\Delta T_{\min}$

Como ao mesmo tempo, há um aumento nas forças motrizes (*driving forces*) de temperatura entre as correntes quentes e frias (distância vertical entre as curvas), causando maiores diferenças de temperatura nos permutadores de calor requeridos e, portanto, unidades de menor dimensão. Neste caso, o maior custo de energia é compensado pelo custo reduzido de capital dos permutadores de calor. A Figura 2-6 (Natural Ressources Canada, 2003) mostra uma relação generalizada entre o custo de capital e o custo de energia como uma função de  $\Delta T_{\min}$ . Há, portanto, um valor ideal (ótimo) de  $\Delta T_{\min}$  que minimiza o custo total (capital + energia) para uma determinada unidade processual.

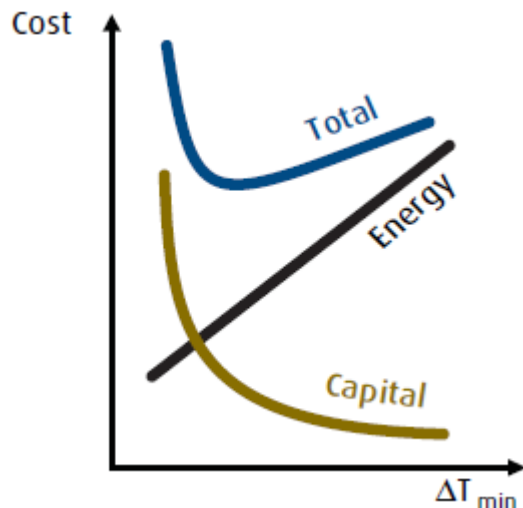


Figura 2-6 - O compromisso energia/ capital

Na prática, o especialista em *Pinch* selecciona o valor de  $\Delta T_{min}$  para um dado processo tendo em conta dois factores:

- *A forma das curvas compostas*: sendo estas quase paralelas, é escolhido um valor maior; isto deve-se a que a diferença de temperatura entre correntes frias e quentes, em qualquer permutador, é próxima do valor de  $\Delta T_{min}$ . Neste caso, um pequeno valor de  $\Delta T_{min}$  implicaria uma grande área de transferência de calor para todos os permutadores e como tal, altos custos de investimento;
- *Experiência*: em sistemas onde ocorre rapidamente sujamento (*fouling*) ou quando os coeficientes de transferência de calor são baixos, são usados valores típicos de  $\Delta T_{min}$  de 30 a 40 °C. Em processos químicos e onde se recorre às utilidades para transferência de calor,  $\Delta T_{min}$  pode variar de 10 a 20 °C. Para processos da baixa temperatura recorrendo-se à refrigeração, deverão ser usados valores mais baixos, de 3 a 5 °C, de modo a minimizar necessidades dispendiosas de potência nos sistemas de refrigeração.

### 2.2.2 Cascata de Calor

Enquanto os diagramas gráficos como as Curvas Compostas são excelentes ferramentas para a aprendizagem dos métodos e compreensão da situação energética global, o consumo mínimo de energia e a recuperação de calor *pinch* são mais frequentemente obtidos por procedimentos numéricos, nomeadamente algoritmos utilizados por *software* dedicado (Aspen Energy Analyser, entre outros), ou a Cascata de Calor.

Este método (Cascata) permite facilmente calcular os consumos mínimos de utilidades e identificar o Ponto *Pinch*. Muito abreviadamente, descrevem-se os seus passos:

- 1) Dividir o processo em intervalos de temperatura, tal como efectuado na construção das curvas compostas, e consequente cálculo das temperaturas corrigidas ( $T'$ ):  $T'_F = T_F + \Delta T_{\min}/2$  (2-1) e  $T'_Q = T_Q - \Delta T_{\min}/2$  (2-2)

- 2) Efectuar um balanço de energia para os intervalos  $k$  de temperaturas corrigidas:

$$\Delta H_k = \left[ \sum (M \times \bar{C}_p)_Q - \sum (M \times \bar{C}_p)_F \right] \times \Delta T'_k \quad (2-3)$$

Seguidamente inicia-se a construção da primeira cascata - veja-se um exemplo na Figura 2-7 (Gomes, 2006) - considerando-se que não é fornecido calor ao processo, e sendo então calculado o valor de entalpia acumulada em cada intervalo de temperatura .

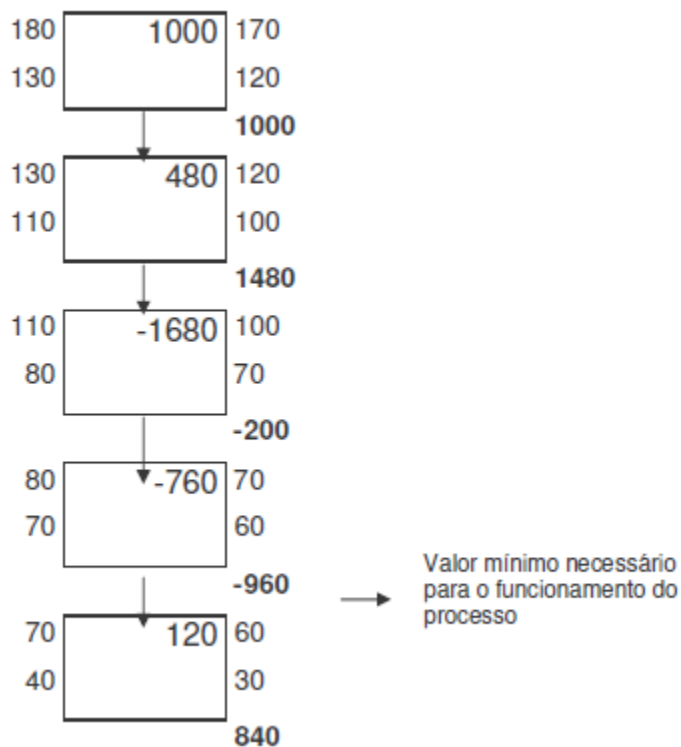


Figura 2-7 - Exemplo de primeira cascata de calor

A segunda cascata é elaborada, tendo em conta que a quantidade de calor a fornecer deve ser igual, em valor absoluto, ao mínimo negativo da primeira cascata. O ponto *pinch* ou ponto de estrangulamento (PE) é definido na segunda cascata, sendo a temperatura à qual a transferência de calor é nula para níveis térmicos inferiores, uma vez introduzida a quantidade mínima de utilidades quentes (Figura 2-8) (Gomes, 2006).

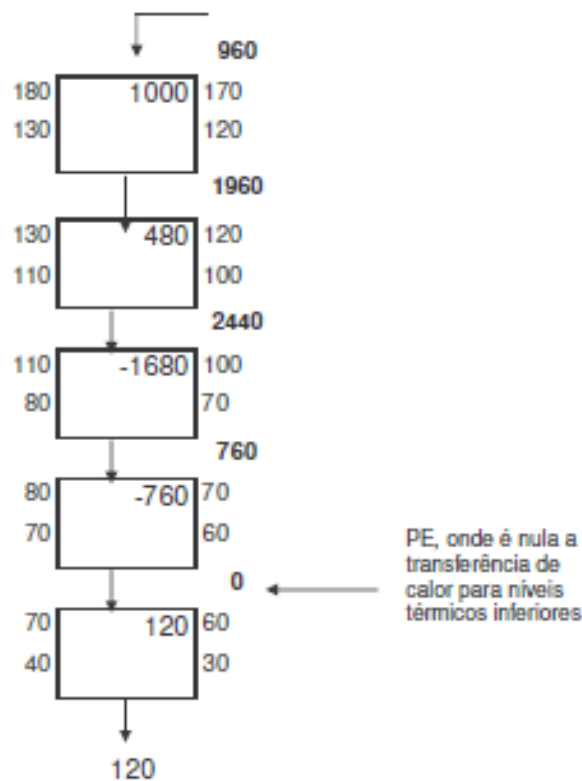


Figura 2-8 - Exemplo de segunda cascata de calor

### 2.2.3 Rede de Permutadores de Calor

Definidas as correntes, seus conteúdos entálpicos, as quantidades mínimas de utilidades e a localização do ponto *pinch*, desenha-se a rede de permutadores de calor (RPC) de acordo com as seguintes regras:

- *Acima do Pinch:*
  - a)  $N_Q \leq N_F$  (o número de correntes quentes não deve exceder o número de correntes frias);
  - b)  $(M \times \bar{C}_p)_Q \leq (M \times \bar{C}_p)_F$  (a capacidade calorífica das correntes quentes não deve exceder a capacidade calorífica das correntes frias).
- *Abaixo do Pinch:*
  - a)  $N_Q \geq N_F$  (o número de correntes quentes deve ser superior ou igual ao número de correntes frias);
  - b)  $(M \times \bar{C}_p)_Q \geq (M \times \bar{C}_p)_F$  (a capacidade calorífica das correntes quentes deve ser superior ou igual à capacidade calorífica das correntes frias).



### 3 Descrição do estudo

Para a execução deste estudo, elaborou-se o diagrama de processos simplificado (Figura 3-1) com base na proposta AXENS (Figura A-2 do Anexo A), com o objectivo primário de identificação das correntes quentes e correntes frias (assinaladas a vermelho e azul respectivamente). O equipamento novo proposto (AXENS) foi realçado a amarelo. Optou-se por designar as correntes de acordo com a nomenclatura usada (AXENS).

A caracterização das correntes processuais foi extraída do estudo da AXENS - *Material Balance (weight)* (A.2 do Anexo A) e *Heat Balance* (A.3 do Anexo A) (AXENS, 2008), para as condições *End of Run*, de acordo com indicação dada (Galp Energia), pois corresponderão à situação energeticamente mais exigente, devido ao rendimento inferior do catalisador do reactor.

Após a caracterização das correntes, procedeu-se à localização do ponto de estrangulamento e consequente desenho da rede de permutadores (RPC), explorando duas vias: utilização do *software Energy Analyser* (ASPEN), e o tradicional (manual) cálculo da Cascata de Calor.

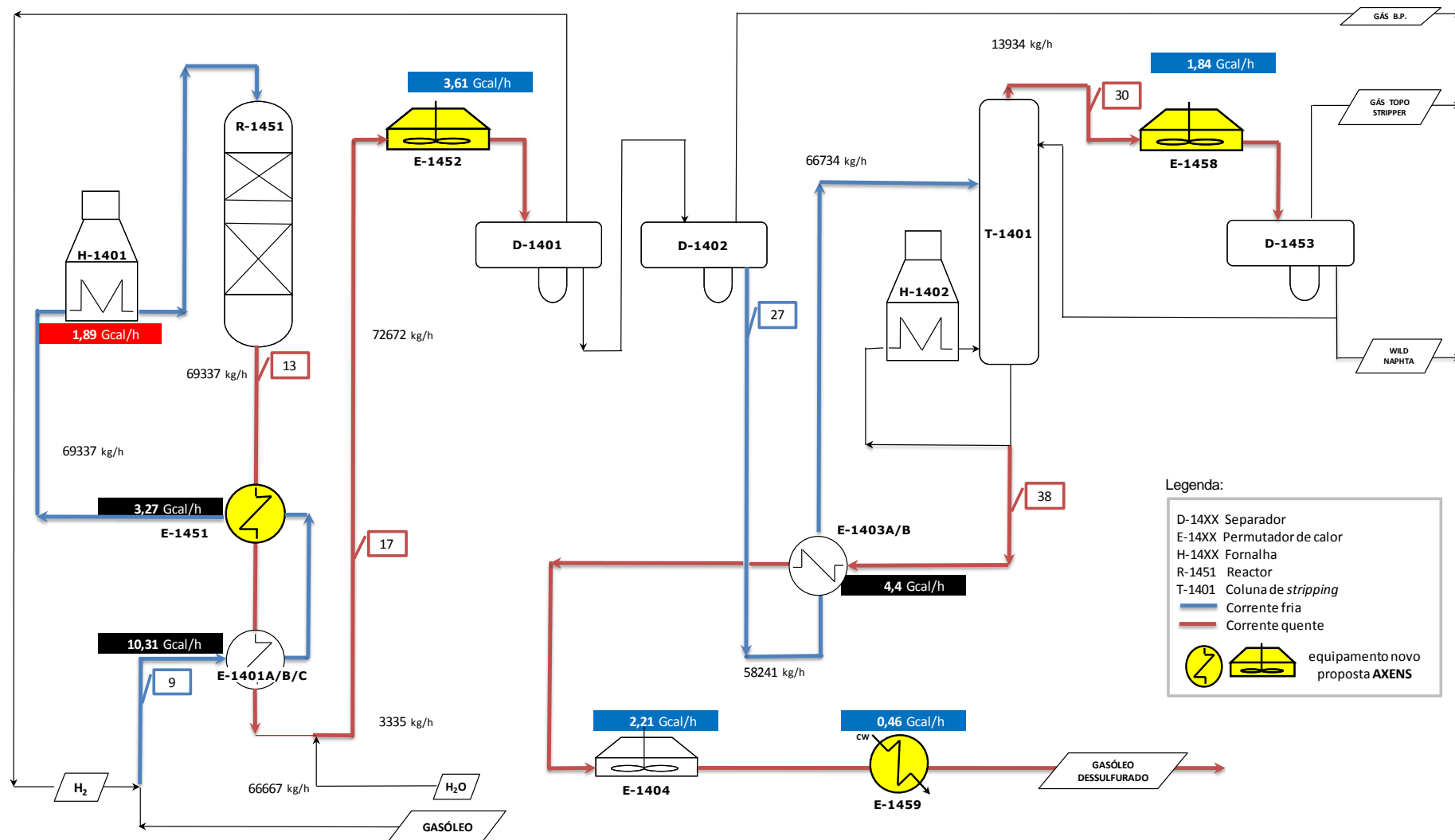


Figura 3-1 - Fluxograma do processo

### 3.1 Caracterização das correntes

#### ❖ Corrente 13

É a corrente (quente) de gasóleo à saída do reator R-1451, terminando à saída do permutador de calor E-1401, e antes da adição de água.

Tabela 3-1 - Caracterização da corrente 13

<b>Corrente 13</b>		<b>Projecto AXENS</b> <b>correntes nº</b>		
		<b>15</b>	<b>14</b>	<b>13</b>
<b>Temperatura (°C)</b>		<b>131</b>	<b>313</b>	<b>359</b>
Caudal mássico (kg/h)	Total	69337	69337	69337
	Vapor	3729	38413	64023
	% vapor	5,38	55,40	92,34
	Líquido	65608	30924	5314
$C_p$ (kcal/kg°C)	Vapor	1,596	0,726	0,720
	Líquido	0,566	0,709	0,739
Entalpia (Gcal/h)	Total	5,78	16,07	19,34
	Vapor	1,35	10,42	18,20
	Líquido	4,43	5,65	1,14
Entalpia Específica (kcal/kg)	Vapor	360,7	271,3	284,3
	Líquido	67,7	182,7	214,5

#### ❖ Corrente 17

É a corrente (quente) de gasóleo após a adição de água (à corrente anterior, 13) terminando após arrefecimento no aeroarrefecedor E-1452.

Tabela 3-2 - Caracterização da corrente 17

<b>Corrente 17</b>		<b>Projecto AXENS</b> <b>correntes nº</b>	
		<b>18</b>	<b>17</b>
<b>Temperatura (°C)</b>		<b>47</b>	<b>120</b>
Caudal mássico (kg/h)	Total	72672	72672
	Vapor	2443	4030
	% vapor	3,36	5,55
	Líquido	70229	68642
$C_p$ (kcal/kg°C)	Vapor	2,172	1,514
	Líquido	0,513	0,575
Entalpia (Gcal/h)	Total	2,37	5,98
	Vapor	0,72	1,60
	Líquido	1,65	4,38
Entalpia Específica (kcal/kg)	Vapor	296,1	398,0
	Líquido	23,4	63,8



❖ **Corrente 30**

É a corrente (quente) de topo do *stripper* T-1401 terminando após arrefecimento no aeroarrefecedor E-1458.

Tabela 3-3 - Caracterização da corrente 30

<b>Corrente 30</b>		Projecto AXENS correntes nº	
		31	30
<b>Temperatura (°C)</b>		<b>46</b>	<b>169</b>
Caudal mássico (kg/h)	Total	13934	13934
	Vapor	477	13934
	% vapor	3,42	100,00
	Líquido	13457	0
C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	Vapor	0,393	0,517
	Líquido	0,52	
Entalpia (Gcal/h)	Total	0,36	2,20
	Vapor	0,06	2,20
	Líquido	0,3	0,0
Entalpia Específica (kcal/kg)	Vapor	125,1	157,0
	Líquido	22,0	

❖ **Corrente 38**

É a corrente (quente) de gasóleo dessulfurado à saída do *stripper* T-1401, após reciclo à fornalha H-1402, terminando à saída da Unidade, depois de arrefecido à temperatura de armazenagem.

Tabela 3-4 - Caracterização da corrente 38

<b>Corrente 38</b>		Projecto AXENS correntes nº			
		51	41	39	38
<b>Temperatura (°C)</b>		<b>38</b>	<b>54</b>	<b>126</b>	<b>250</b>
Caudal mássico (kg/h)	Total	58241	58241	58241	58241
	Vapor	0	0	0	0
	% vapor	0,00	0,00	0,00	0,00
	Líquido	58241	58241	58241	58241
C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	Vapor				
	Líquido	0,473	0,491	0,559	0,660
Entalpia (Gcal/h)	Total	0,87	1,33	3,55	7,95
	Vapor				
	Líquido	0,87	1,33	3,55	7,95
Entalpia Específica (kcal/kg)	Vapor				
	Líquido	15,0	22,9	60,9	136,5

❖ **Corrente 9**

É a corrente (fria) de gasóleo por dessulfurar, após a adição de hidrogénio, à entrada do permutador de calor E-1401, terminando à saída da fornalha H-1401 e antes da entrada no reactor R-1451.

Tabela 3-5 - Caracterização da corrente 9

Corrente 9		Projecto AXENS correntes nº			
		9	10	11	12
Temperatura (°C)		<b>53</b>	<b>263</b>	<b>313</b>	<b>338</b>
Caudal mássico (kg/h)	Total	69337	69337	69337	69337
	Vapor	2449	16636	34788	50596
	% vapor	3,5	24,0	50,2	73,0
	Líquido	66888	52701	34549	18741
C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	Vapor	2,409	0,852	0,748	0,727
	Líquido	0,490	0,666	0,704	0,722
Entalpia (Gcal/h)	Total	2,51	12,80	16,07	17,95
	Vapor	0,81	4,91	9,76	14,22
	Líquido	1,70	7,89	6,31	3,73
Entalpia Específica (kcal/kg)	Vapor	330,7	295,1	280,6	281,0
	Líquido	25,4	149,7	182,6	199,0

❖ **Corrente 27**

É a corrente (fria) de gasóleo à saída do acumulador de baixa pressão D-1402 e à entrada do permutador de calor E-1403, terminando à sua saída (E-1403) e antes da entrada no *stripper* T-1401.

Tabela 3-6 - Caracterização da corrente 27

Corrente 27		Projecto AXENS correntes nº	
		27	29
Temperatura (°C)		<b>51</b>	<b>169</b>
Caudal mássico (kg/h)	Total	66734	66734
	Vapor	1	1032
	% vapor	0,00	1,55
	Líquido	66733	65702
C <sub>p</sub> (kcal/kg°C)	Vapor	0,841	0,496
	Líquido	0,493	0,599
Entalpia (Gcal/h)	Total	1,46	5,86
	Vapor	0,00	0,17
	Líquido	1,46	5,69
Entalpia Específica (kcal/kg)	Vapor	174,0	164,7
	Líquido	21,9	86,6

### 3.2 Recurso/ utilização do software *ASPEN Energy Analyser*

Dada a natureza qualitativa complexa das correntes processuais, recorreu-se ao programa principal *ASPEN Plus* para a sua caracterização e cuja selecção do método de cálculo de propriedades foi feita com base no critério de menores desvios face a AXENS, sobretudo nas variações entálpicas, tendo sido utilizado Grayson-Streed por apresentar melhores resultados (capítulo B.1 do Anexo B). O *output* desta caracterização serviu como *input* (importação de dados) ao módulo *Energy Analyser*.

Inicialmente utilizou-se a versão 7.0 (disponível na altura), que apresentava valores e soluções incoerentes, que confirmaram serem-no após recurso à versão posterior 7.2 e comparação com a resposta desta (última). Salienta-se, por exemplo, a gama de valores óptimos de  $\Delta T_{\min}$  apresentada que, além de ser “estreitíssima”, é muito baixa (Figura B-1 do Anexo B).

Os valores e soluções resultantes da exploração das duas versões e comparação adicional com os valores resultantes da aplicação do método da Cascata de Calor (detalhado a partir do próximo sub-capítulo 3.3) podem ser vistos na Tabela B-1 do Anexo B).

Tendo em conta a incoerência generalizada pelo *Energy Analyser* e dúvidas suscitadas no seu manuseio, decidiu-se optar definitivamente pela Cascata de Calor.

### 3.3 Estudo da variação do conteúdo entálpico das correntes

Todas as correntes, à excepção da 38, são bifásicas e sofrem mudança de fase na gama operatória de temperaturas considerada, tornando-se errónea a simples aplicação do produto  $M \times \bar{C}_p$  no cálculo das variações entálpicas, já que em jogo estão parcelas nada desprezáveis dos calores latentes.

As correntes, para cada valor de temperatura e de pressão, são caracterizadas (AXENS), além dos seus valores de entalpia total, entalpia da fase líquida e entalpia da fase vapor, pelas entalpias específicas de ambas as fases.

Analisada a variação dos valores das entalpias específicas e do teor em vapor (percentagem mássica) com a temperatura, procedeu-se ao cálculo da entalpia específica como função da temperatura, recorrendo-se a regressões do tipo linear, polinomial e exponencial que melhor se ajustassem às tendências. Assim, o cálculo da variação entálpica para cada corrente  $i$  em cada intervalo de temperatura estabelecido na cascata de calor, em vez de ser  $\Delta H_i = (M \times \bar{C}_p \times \Delta T)_i$ , é obtido por  $\Delta H_i = (M \times \Delta H_{\text{esp}})_i$ , sendo  $\Delta H_{\text{esp}} = f(T)$  a sua variação da entalpia específica.

▪ **Corrente 13**

$$H_{\text{esp}} = H_{\text{Vesp}} \times \frac{\% \text{vap}}{100} + H_{\text{Lesp}} \times \frac{\% \text{liq}}{100} \quad (3-1) \quad H_{\text{Vesp}}, H_{\text{Lesp}} \text{ (kcal/kg); } T \text{ (}^{\circ}\text{C)}$$

$$H_{\text{Vesp}} = 0,0034T^2 - 1,9992T + 564,32 \quad (3-2)$$

$$\% \text{vap} = 1,0445e^{0,0126T} \quad (3-3)$$

$$H_{\text{Lesp}} = 0,6406T - 16,477 \quad (3-4)$$

$$\% \text{liq} = 100 - \% \text{vap} \quad (3-5)$$

▪ **Corrente 17**

$$H_{\text{esp}} = H_{\text{Vesp}} \times \frac{\% \text{vap}}{100} + H_{\text{Lesp}} \times \frac{\% \text{liq}}{100} \quad (3-1) \quad H_{\text{Vesp}}, H_{\text{Lesp}} \text{ (kcal/kg); } T \text{ (}^{\circ}\text{C)}$$

$$H_{\text{Vesp}} = 1,3959T + 230,49 \quad (3-6)$$

$$\% \text{vap} = 2,4356e^{0,0069T} \quad (3-7)$$

$$H_{\text{Lesp}} = 0,5534T - 2,611 \quad (3-8)$$

Equação 3-5

▪ **Corrente 30**

$$H_{\text{esp}} = H_{\text{Vesp}} \times \frac{\% \text{vap}}{100} + H_{\text{Lesp}} \times \frac{\% \text{liq}}{100} \quad (3-1) \quad H_{\text{Vesp}}, H_{\text{Lesp}} \text{ (kcal/kg); } T \text{ (}^{\circ}\text{C)}$$

$$H_{\text{Vesp}} = 0,2593T + 113,17 \quad (3-9)$$

$$H_{\text{Lesp}} = -0,1789T + 30,228 \quad (3-10)$$

Equação 3-5

▪ **Corrente 38**

$$H_{\text{esp}} = H_{\text{Lesp}} \quad (3-11) \quad H_{\text{Lesp}} \text{ (kcal/kg); } T \text{ (}^{\circ}\text{C)}$$

$$H_{\text{Lesp}} = 0,0004T^2 + 0,4533T - 2,8106 \quad (3-12)$$

▪ **Corrente 9**

$$H_{\text{esp}} = 0,001T^2 + 0,3911T + 12,693 \quad (3-13) \quad H_{\text{esp}} \text{ (kcal/kg); } T \text{ (}^{\circ}\text{C)}$$

▪ **Corrente 27**

$$H_{\text{esp}} = 0,5587T - 6,615 \quad (3-14)$$

$$H_{\text{esp}} \text{ (kcal/kg); } T \text{ (}^{\circ}\text{C)}$$

### 3.4 Elaboração da cascata de calor

As correntes processuais atrás designadas sofrem aumento e diminuição de temperatura. O seguinte esquema simplificado (Figura 3-2), permite facilmente identificar essas variações.

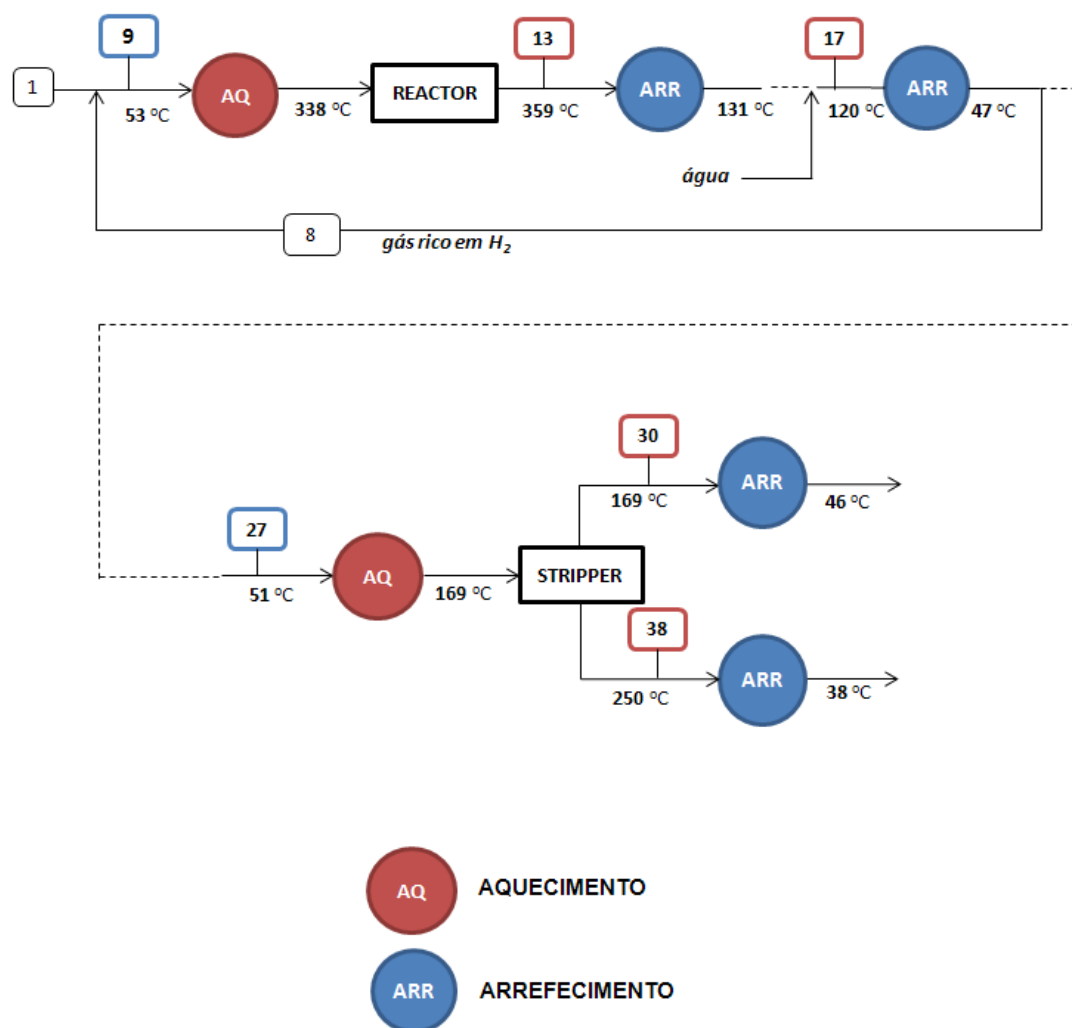
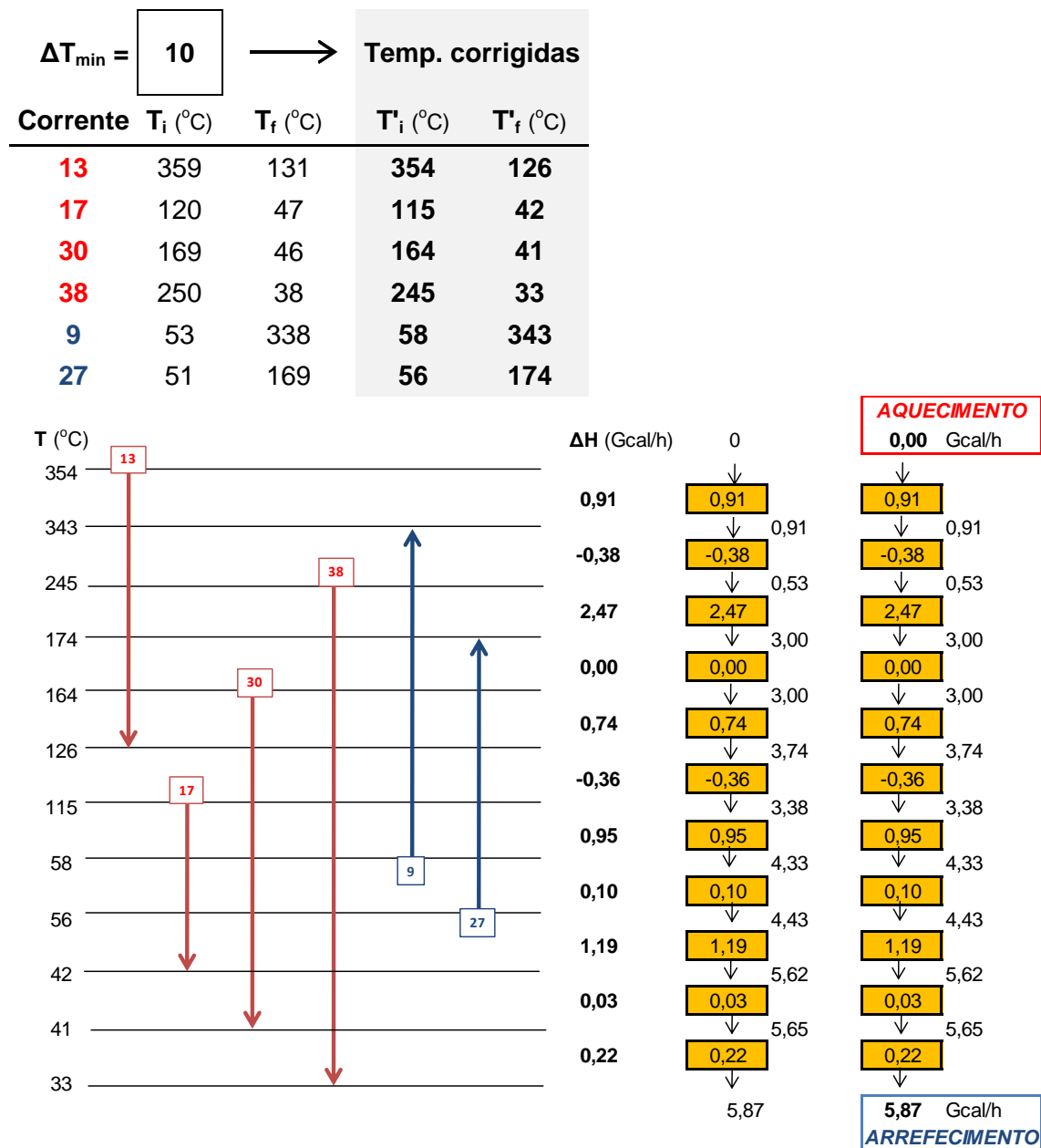


Figura 3-2 - Esquema simplificado dos processos de aquecimento e arrefecimento

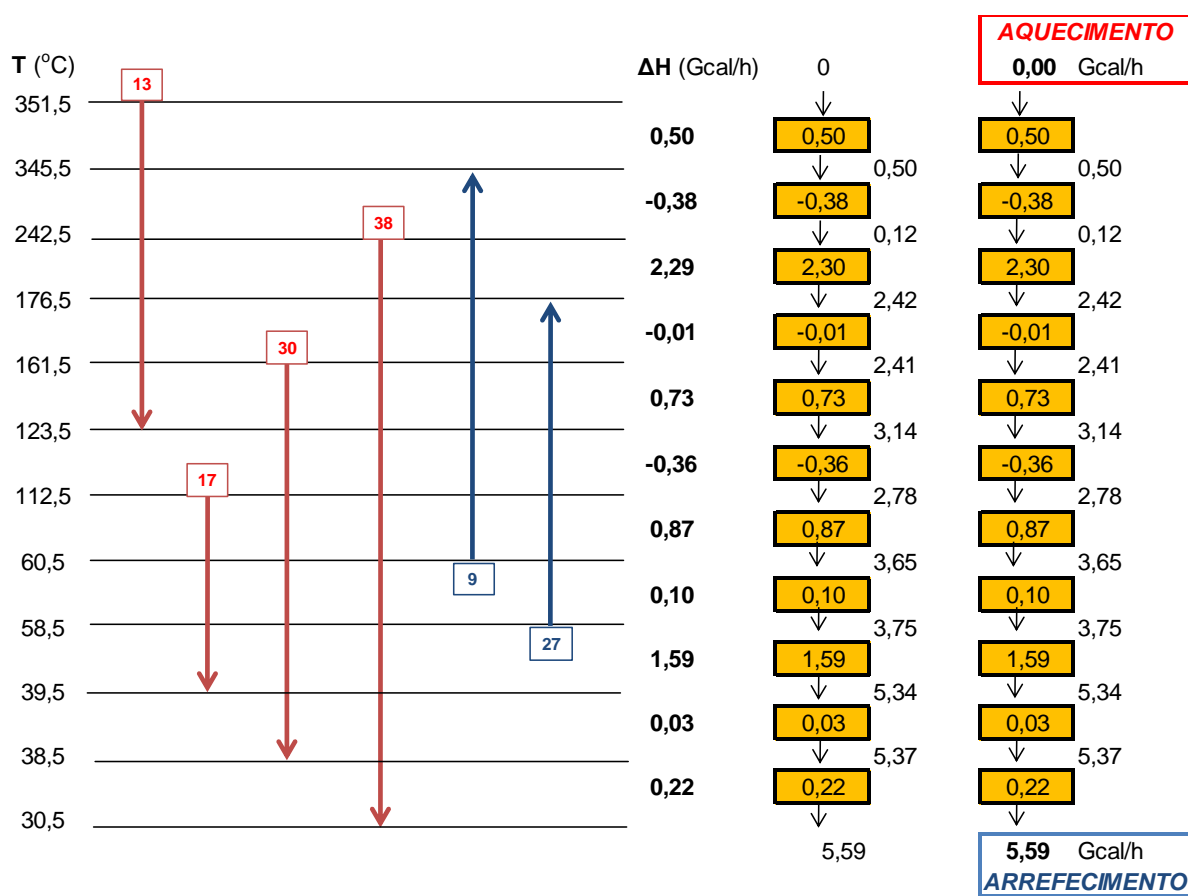
A elaboração da cascata de calor é feita, nos seguintes sub-capítulos, para três valores de  $\Delta T_{\text{min}}$ : 10, 15 e 20 °C. O cálculo de  $\Delta H_i = (M \times \Delta H_{\text{esp}})_i$  para cada intervalo da cascata é exemplificado no capítulo C.7 (Anexo C) para  $\Delta T_{\text{min}}$  igual a 10 °C (o procedimento de cálculo é análogo para os outros dois valores considerados).

3.4.1 Consideração de  $\Delta T_{\min}$  igual a 10 °C

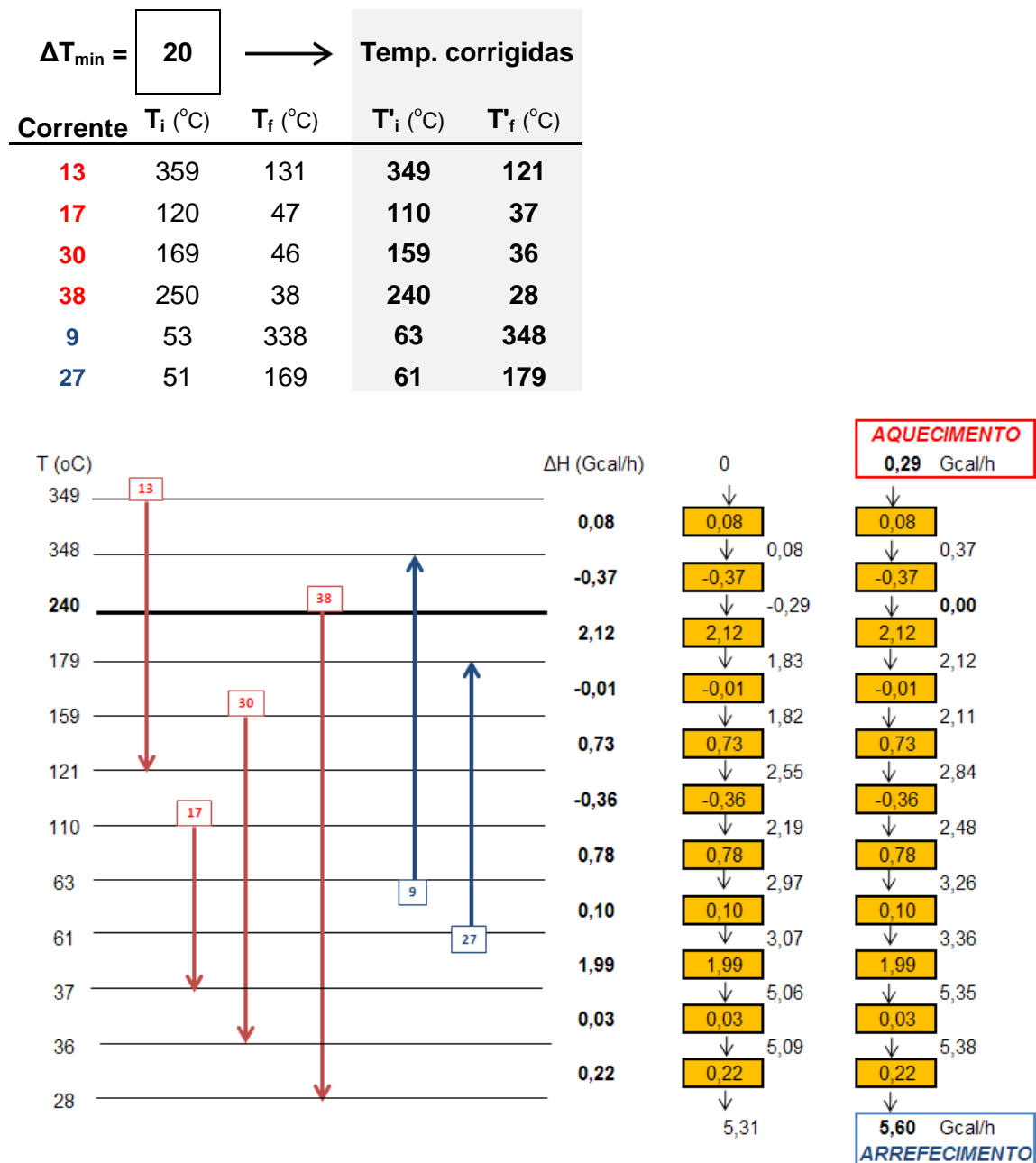
Como se pode observar (Figura 3-3), não se detecta para este valor considerado de  $\Delta T_{\min}$ , qualquer valor de temperatura no qual possa ocorrer estrangulamento.

3.4.2 Consideração de  $\Delta T_{\min}$  igual a 15 °C

$\Delta T_{\min} =$	<b>15</b>	$\longrightarrow$	Temp. corrigidas	
Corrente	$T_i$ (°C)	$T_f$ (°C)	$T'_i$ (°C)	$T'_f$ (°C)
<b>13</b>	359	131	<b>351,5</b>	<b>123,5</b>
<b>17</b>	120	47	<b>112,5</b>	<b>39,5</b>
<b>30</b>	169	46	<b>161,5</b>	<b>38,5</b>
<b>38</b>	250	38	<b>242,5</b>	<b>30,5</b>
<b>9</b>	53	338	<b>60,5</b>	<b>345,5</b>
<b>27</b>	51	169	<b>58,5</b>	<b>176,5</b>

Figura 3-4 - Cascata de calor para  $\Delta T_{\min} = 15$  °C

Também neste caso, não se detecta para este valor considerado de  $\Delta T_{\min}$ , qualquer valor de temperatura no qual possa ocorrer estrangulamento.

3.4.3 Consideração de  $\Delta T_{\min}$  igual a 20 °C

Neste caso, verifica-se a existência de estrangulamento para a temperatura corrigida de 240 °C, ou seja no intervalo de temperaturas [230;250] °C, não deverá ocorrer troca de calor.



### 3.5 Elaboração da Rede de Permutadores de Calor (RPC)

#### 3.5.1 RPC para $\Delta T_{\min}$ igual a 10 °C

##### ▪ Cálculos

Como não há *pinch* (para este valor de  $\Delta T_{\min}$ ) e havendo apenas necessidade de utilidades frias (Figura 3-3), consideram-se as regras abaixo (do *pinch*):

a)  $N_Q \geq N_F$

b)  $(M \times \bar{C}_p)_Q \geq (M \times \bar{C}_p)_F \Leftrightarrow \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_Q \geq \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_F$  (3-15)

em que  $\Delta H_{\text{esp}} = H_{\text{esp}@T_f} - H_{\text{esp}@T_i}$  (3-16)

A regra a) verifica-se ( $N_Q=4$  e  $N_F=2$ ); para o cumprimento da regra b), deve-se calcular  $\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ :

Tabela 3-7 - Cálculo de  $[(M \Delta H_{\text{esp}})/\Delta T]$  para  $\Delta T_{\min} = 10$  °C

Corrente nº	M (kg/h)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta H_{\text{esp}}$ (kcal/kg)	$\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ [kcal/(h°C)]
13	69337	-228	-196,0	59614,9
17	72672	-73	-49,4	49209,8
30	13934	-123	-126,7	14356,6
38	58241	-212	-119,7	32877,0
9	69337	285	225,7	54921,8
27	66734	118	65,9	37284,3

#### Trocas de calor (Gcal/h):

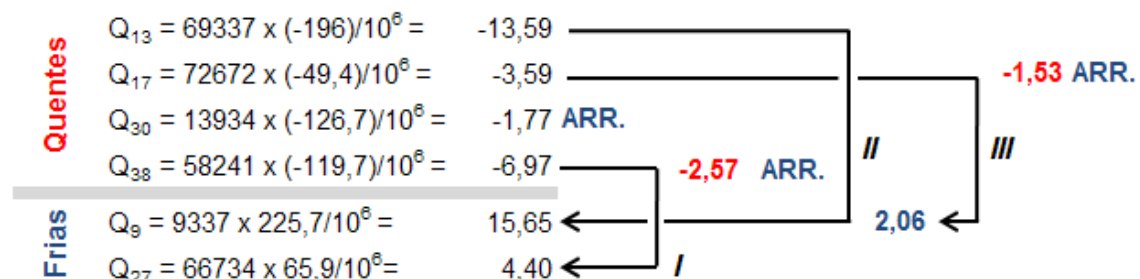


Figura 3-6 - Trocas de calor para  $\Delta T_{\min} = 10$  °C

As permutas de calor são simbolizadas por I, II e III.

▪ RPC na cascata ( $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ )

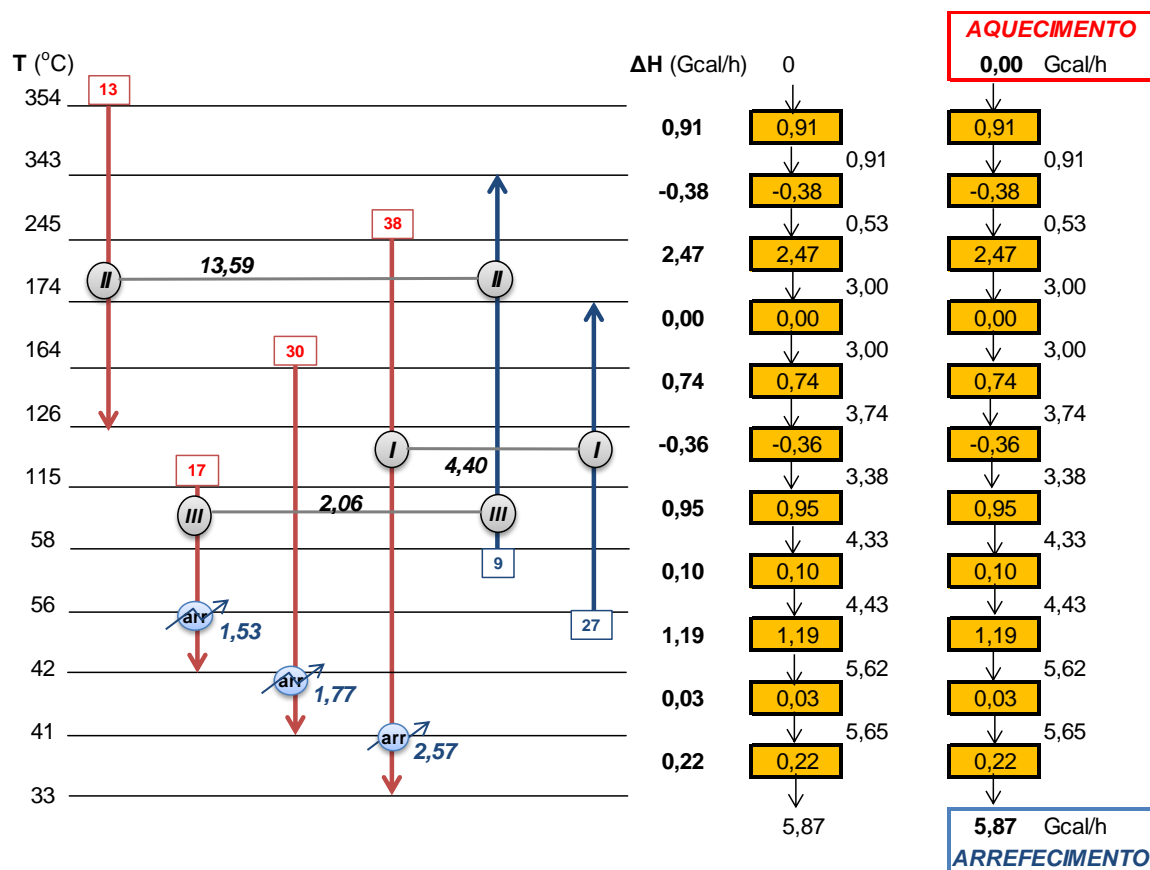


Figura 3-7 - RPC para  $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$

### 3.5.2 RPC para $\Delta T_{\min}$ igual a 15 °C

#### ▪ Cálculos

Como não há *pinch* (para este valor de  $\Delta T_{\min}$ ) e havendo apenas necessidade de utilidades frias (Figura 3-4), consideram-se as regras abaixo (do *pinch*):

$$c) N_Q \geq N_F$$

$$d) (M \times \bar{C}_p)_Q \geq (M \times \bar{C}_p)_F \Leftrightarrow \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_Q \geq \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_F \quad (3-15)$$

$$\text{em que } \Delta H_{\text{esp}} = H_{\text{esp}@T_f} - H_{\text{esp}@T_i} \quad (3-16)$$

A regra a) verifica-se ( $N_Q=4$  e  $N_F=2$ ); para o cumprimento da regra b), deve-se calcular  $\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ :

Tabela 3-8 - Cálculo de  $(M \Delta H_{\text{esp}})/\Delta T$  para  $\Delta T_{\min} = 15$  °C

Corrente nº	M (kg/h)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta H_{\text{esp}}$ (kcal/kg)	$\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ [kcal/(h°C)]
13	69337	-228	-194,8	59236,7
17	72672	-73	-49,2	49012,1
30	13934	-123	-122,7	13895,5
38	58241	-212	-119,3	32760,6
9	69337	285	227,2	55268,5
27	66734	118	65,9	37284,3

#### Trocas de calor (Gcal/h):

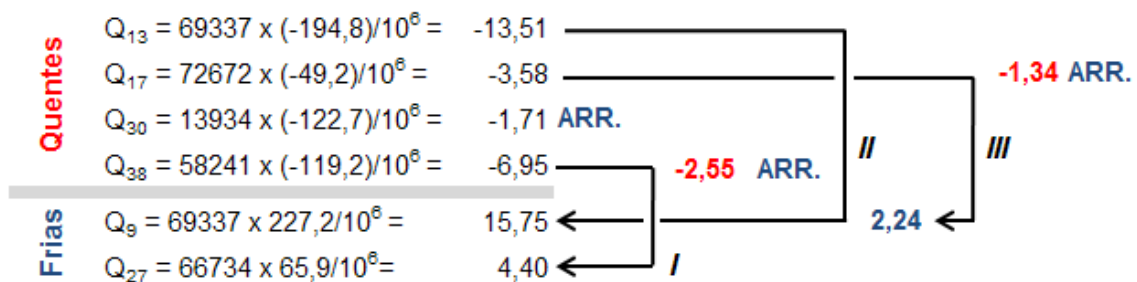


Figura 3-8 - Trocas de calor para  $\Delta T_{\min} = 15$  °C

As permutas de calor são simbolizadas por I, II e III.

▪ RPC na cascata ( $\Delta T_{\min} = 15\text{ °C}$ )

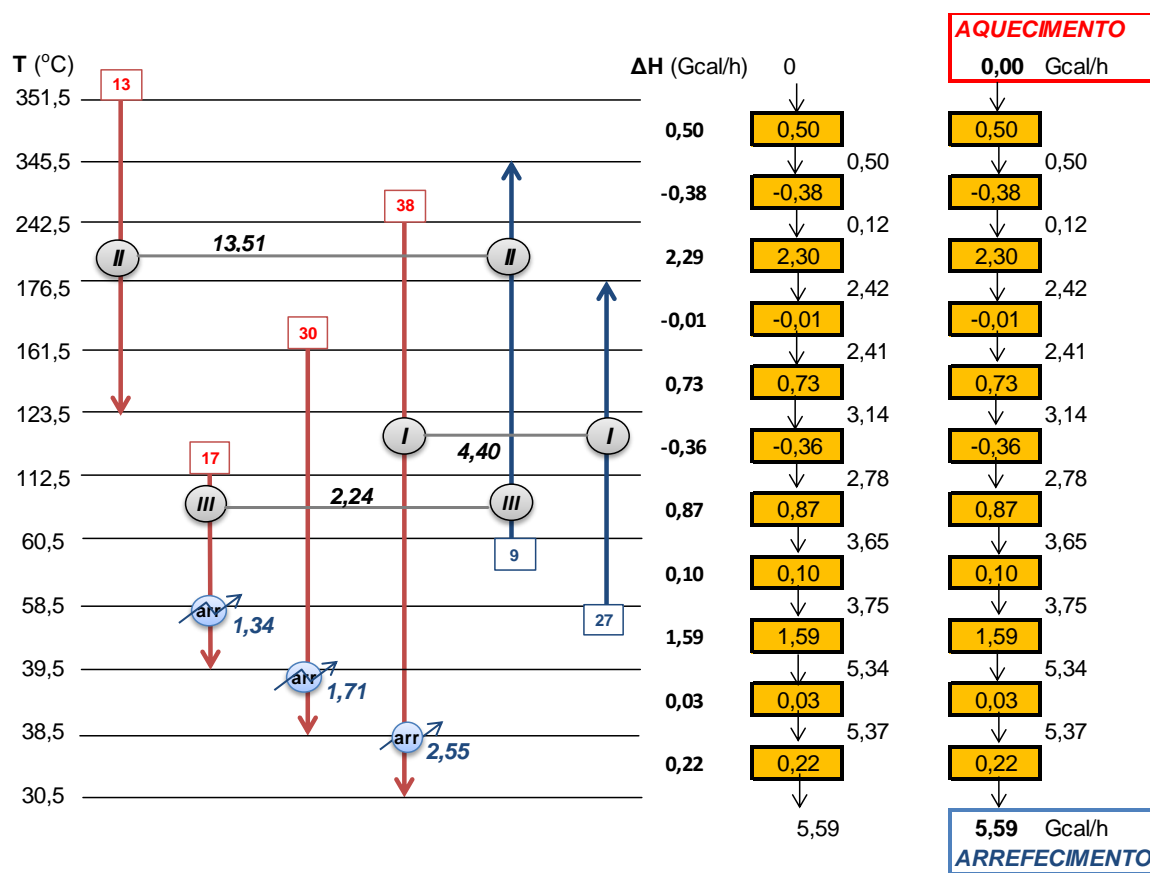


Figura 3-9 - RPC para  $\Delta T_{\min} = 15\text{ °C}$

### 3.5.3 RPC para $\Delta T_{\min}$ igual a 20 °C

#### ▪ Cálculos

Havendo *pinch*, consideram-se as regras acima e abaixo (do *pinch*):

- Acima do *pinch*:

a)  $N_Q \leq N_F$

b)  $(M \times \bar{C}_p)_Q \leq (M \times \bar{C}_p)_F \Leftrightarrow \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_Q \leq \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_F$  (3-17)

em que  $\Delta H_{\text{esp}} = H_{\text{esp}@T_f} - H_{\text{esp}@T_i}$  (3-16)

A regra a) verifica-se ( $N_Q=1$  e  $N_F=1$ ); para o cumprimento da regra b), deve-se calcular  $\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ :

Tabela 3-9 - Cálculo de  $(M \Delta H_{\text{esp}})/\Delta T$  para  $\Delta T_{\min} = 20$  °C, acima do *pinch*

Corrente nº	M (kg/h)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta H_{\text{esp}}$ (kcal/kg)	$\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ [kcal/(h°C)]
13	69337	-109	-101,6	64602,1
9	69337	108	105,7	67887,9

Trocas de calor (Gcal/h):

$$\begin{array}{lcl} \text{Quente } Q_{13} = 69337 \times (-101,6)/10^6 = & -7,04 & \\ \text{Fria } Q_9 = 69337 \times 105,7/10^6 = & 7,33 & \end{array} \quad \begin{array}{c} \boxed{I} \\ \leftarrow 0,29 \text{ AQ.} \end{array}$$

Figura 3-10 - Trocas de calor para  $\Delta T_{\min} = 20$  °C, acima do *pinch*

A permuta de calor é simbolizada por *I*.

- Abaixo do *pinch*:

a)  $N_Q \geq N_F$

b)  $(M \times \bar{C}_p)_Q \geq (M \times \bar{C}_p)_F \Leftrightarrow \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_Q \geq \left[ \frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T} \right]_F$

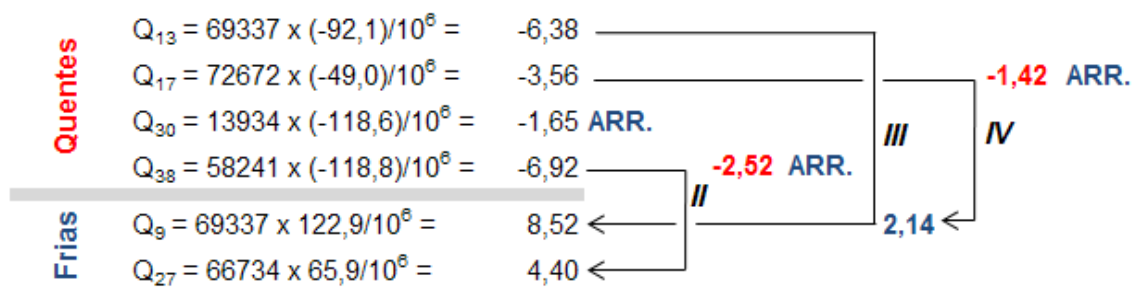
em que  $\Delta H_{\text{esp}} = H_{\text{esp}@T_f} - H_{\text{esp}@T_i}$

A regra a) verifica-se ( $N_Q=4$  e  $N_F=2$ ); para o cumprimento da regra b), deve-se calcular  $\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ :

Tabela 3-10 - Cálculo de  $(M\Delta H_{\text{esp}})/\Delta T$  para  $\Delta T_{\text{min}} = 20^\circ\text{C}$ , abaixo do *pinch*

	M (kg/h)	$\Delta T$ ( $^\circ\text{C}$ )	$\Delta H_{\text{esp}}$ (kcal/kg)	$\frac{(M \times \Delta H_{\text{esp}})}{\Delta T}$ [kcal/(h $^\circ\text{C}$ )]
13	69337	-119	-92,1	53634,4
17	72672	-73	-49,0	48818,5
30	13934	-123	-118,6	13439,3
38	58241	-212	-118,8	32644,1
9	69337	177	122,9	48126,8
27	66734	118	65,9	37284,3

Trocas de calor (Gcal/h):

Figura 3-11 - Trocas de calor para  $\Delta T_{\text{min}} = 20^\circ\text{C}$ , abaixo do *pinch*

As permutas de calor são simbolizadas por II, III e IV.

▪ RPC na cascata ( $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$ )

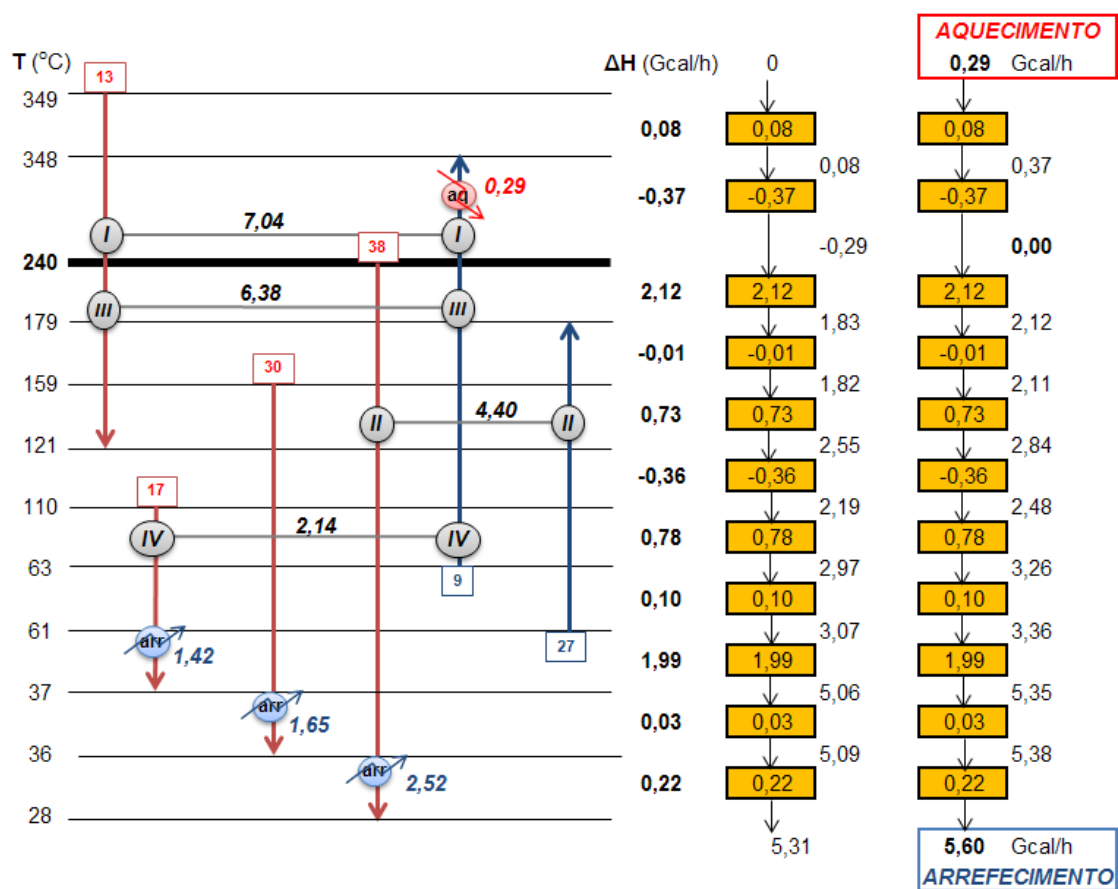


Figura 3-12 - RPC para  $\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$

### 3.6 Fluxogramas de Processo das Redes de Permutadores de Calor (RPC)

Em seguida são expostos os diagramas de fluxo para os vários cenários considerados – valores de  $\Delta T_{\min}$  de 10, 15 e 20 °C (Figura 3-14, Figura 3-15 e Figura 3-16 respectivamente).

As temperaturas finais das correntes envolvidas após permuta são derivadas de balanço energético. Para um permutador de calor **n** (Figura 3-13), o balanço para as duas correntes **i** e **j** que trocam calor entre si, na quantidade  $Duty_n$  pode ser descrito pela Equação 3-18; reorganizando-a, obtem-se o termo pretendido da temperatura (Equação 3-19).

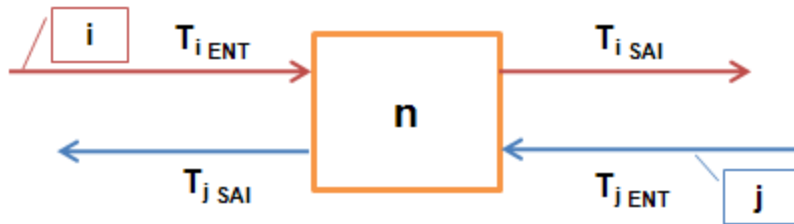


Figura 3-13 – Permutador de calor genérico, fluxo em contra-corrente

$$Duty_n = \left( \frac{M \times \Delta H_{\text{esp}}}{\Delta T} \right)_i \times (T_{i \text{ SAI}} - T_{i \text{ ENT}}) = \left( \frac{M \times \Delta H_{\text{esp}}}{\Delta T} \right)_j \times (T_{j \text{ SAI}} - T_{j \text{ ENT}}) \quad (3-18)$$

$$T_{i \text{ SAI}} = \frac{Duty_n}{\left( \frac{M \times \Delta H_{\text{esp}}}{\Delta T} \right)_i} + T_{i \text{ ENT}} ; \quad T_{j \text{ SAI}} = \frac{Duty_n}{\left( \frac{M \times \Delta H_{\text{esp}}}{\Delta T} \right)_j} + T_{j \text{ ENT}} \quad (3-19)$$



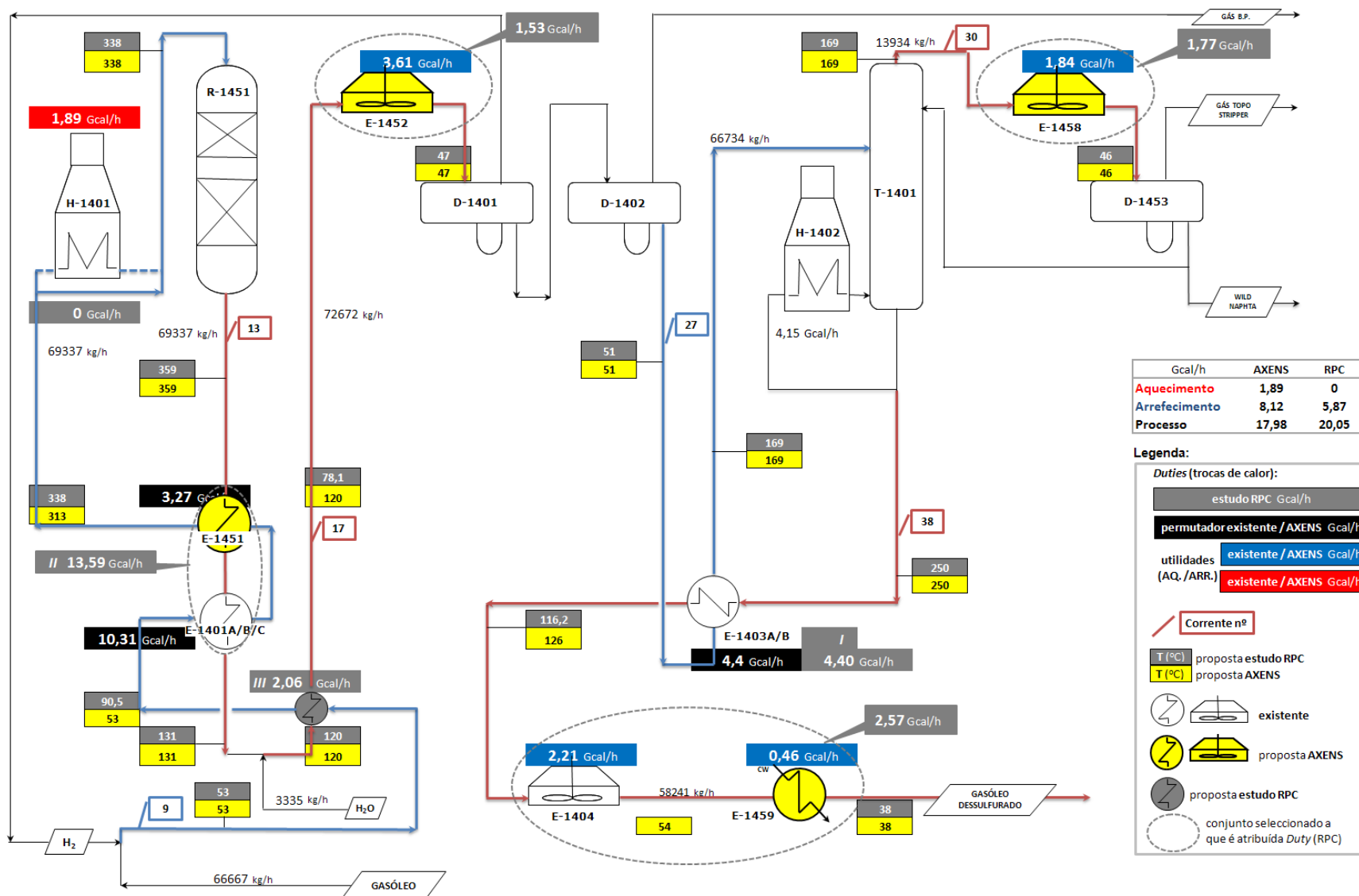


Figura 3-14 - Fluxograma resultante da integração energética, para  $\Delta T_{\min} = 10^{\circ}\text{C}$

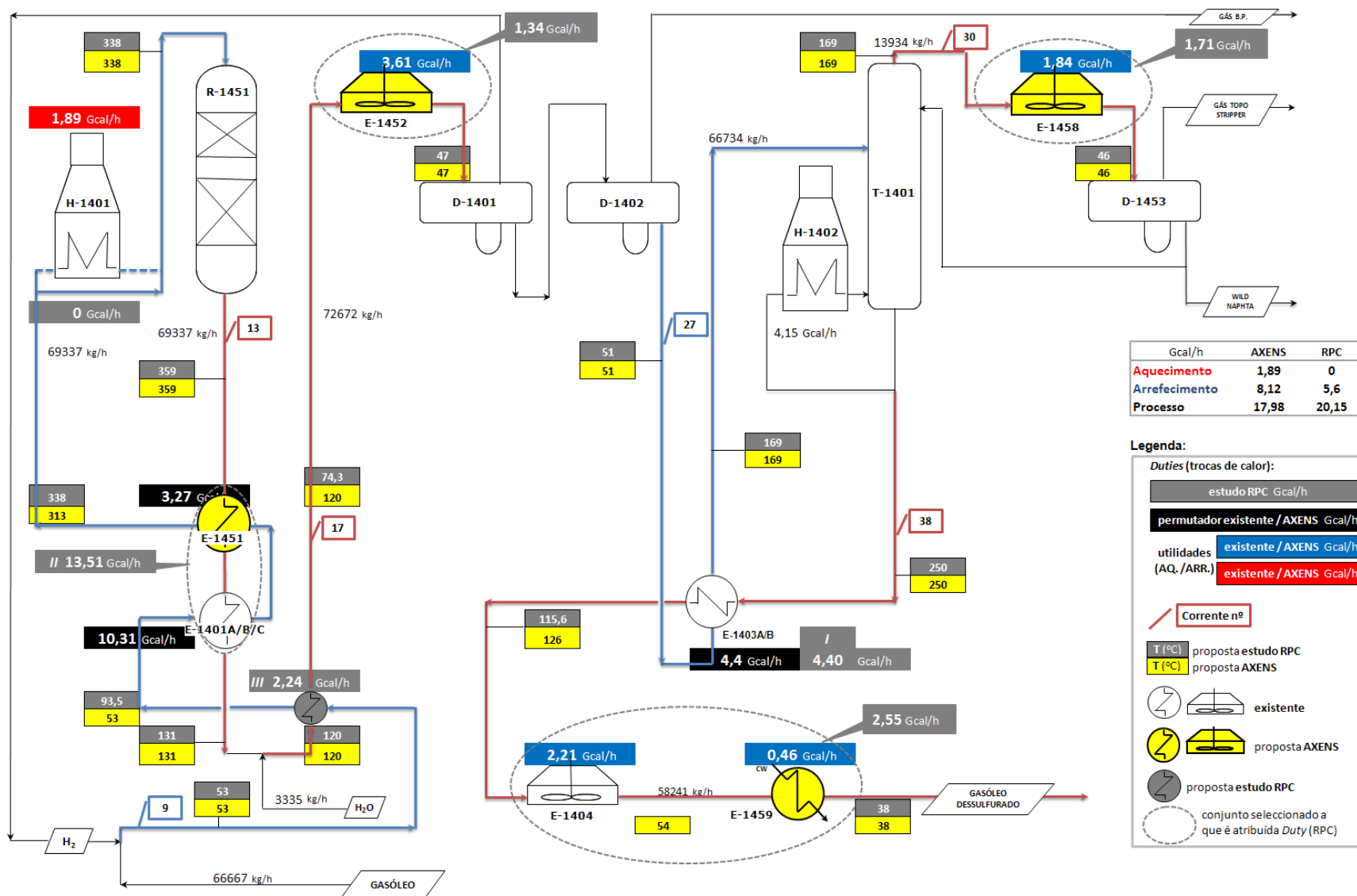


Figura 3-15 - Fluxograma resultante da integração energética, para  $\Delta T_{\min} = 15^{\circ}\text{C}$

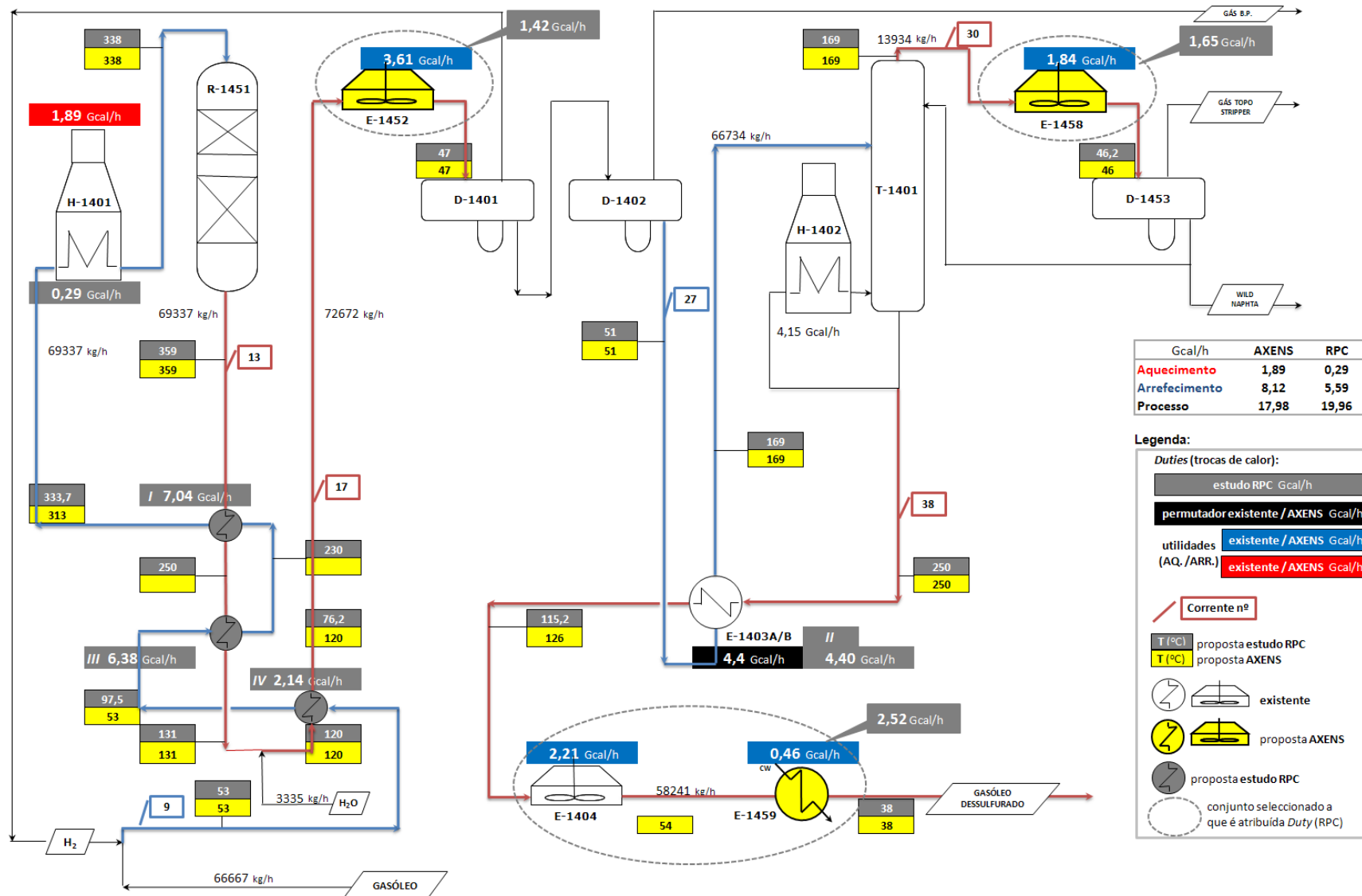


Figura 3-16 - Fluxograma resultante da integração energética, para  $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$

### 3.7 Comparação entre equipamento permutador existente e considerado para as diferentes alternativas (AXENS e RPC) e respectivas trocas (*duties*) (Gcal/h)

Tabela 3-11 - Equipamento permutador existente e considerado para diferentes alternativas

RPC												
Equipamento	Original	AXENS		$\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$			$\Delta T_{\min} = 15\text{ }^{\circ}\text{C}$			$\Delta T_{\min} = 20\text{ }^{\circ}\text{C}$		
		<i>Duty</i>		<i>Duty</i>	Dif. *		<i>Duty</i>	Dif. *		<i>Duty</i>	Dif. *	
E-1401	✓	✓	10,3	✓			✓			(?) III	6,4	3,9
E-1451	✗	✓	3,3	✓			✓			(?) I	7,0	-3,8
		$\Sigma =$	13,6	$\Sigma =$	13,6	0,0	$\Sigma =$	13,5	0,1	$\Sigma =$	13,4	0,2
H-1401	✓	✓	1,9	✓(*)	0,0	1,9	✓(*)	0,0	1,9	✓	0,3	1,6
E-1402	✓	✗	----	✗	----	----	✗	----	----	✗	----	----
E-1452	✗	✓	3,6	✓	1,5	2,1	✓	1,3	2,3	✓	1,4	2,2
E-1403	✓	✓	4,4	✓	4,4	0,0	✓	4,4	0,0	✓	4,4	0,0
E-1405	✓	✗	----	✗	----	----	✗	----	----	✗	----	----
E-1458	✗	✓	1,8	✓	1,8	0,1	✓	1,7	0,1	✓	1,7	0,2
E-1404	✓	✓	2,2	✓			✓			✓		
E-1459	✗	✓	0,5	✓			✓			✓		
		$\Sigma =$	2,7	$\Sigma =$	2,6	0,1	$\Sigma =$	2,6	0,1	$\Sigma =$	2,5	0,2
III	✗	✗	----	✓	2,1	-2,1	✓	2,2	-2,2	✗	----	----
IV	✗	✗	----	✗	----	----	✗	----	----	✓	2,1	-2,1
				Ganho = 2,1 Gcal/h			Ganho = 2,2 Gcal/h			Ganho = 2,0 Gcal/h		

Legenda:

- \* relativamente a AXENS
- ✓ verifica
- ✗ não verifica
- ✓(\*) verifica (durante arranque da Unidade)

 utilidade quente

 utilidade fria

Desta comparação (Tabela 3-11) constata-se:

- a) Os ganhos energéticos nas utilidades, devido à optimização entre as correntes processuais, são praticamente semelhantes para os três casos considerados de  $\Delta T_{\min}$  (10, 15 e 20 °C);
- b) Para  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C, dever-se-ia reequacionar os permutadores de calor E-1401 (existente) e E-1451 (previsto pela AXENS), já que, devido à existência de ponto de estrangulamento (*pinch*) e para não se verificar violação do mesmo, as trocas de calor deveriam ser de 6,4 e 7 Gcal/h, respectivamente – permutadores **III** e **I** da RPC;
- c) O estudo de optimização revela também, para os três casos de  $\Delta T_{\min}$ , a necessidade de inclusão de um novo permutador de calor para permitir a troca de calor entre as correntes 9 e 17, constituindo assim a fonte inicial de aquecimento da primeira, situando-se a jusante do E-1401 e a montante do aero-arrefecedor E-1452. Este novo permutador é designado neste estudo por **III** ( $\Delta T_{\min}$  de 10 e 15 °C) e por **IV** ( $\Delta T_{\min}$  de 20 °C).

Tendo em conta o referido em a), a consideração de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C revela ser menos atractiva, pois de acordo com o já mencionado em b), implicaria maiores alterações.

#### 4 Projecto do permutador de calor

Este estudo de optimização revela a necessidade, conforme já descrito no anterior capítulo, de um novo permutador de calor. Pretendeu-se, sem pretensões de projecto detalhado e rigoroso pois não estaria dentro do âmbito deste estudo, elaborar cálculos estimados do tipo pré ou ante-projecto.

Consoante o valor de  $\Delta T_{\min}$  a considerar-se, as temperaturas de saída das correntes envolvidas (9 e 17) são ligeiramente diferentes, conforme ilustrado na Figura 4-1:

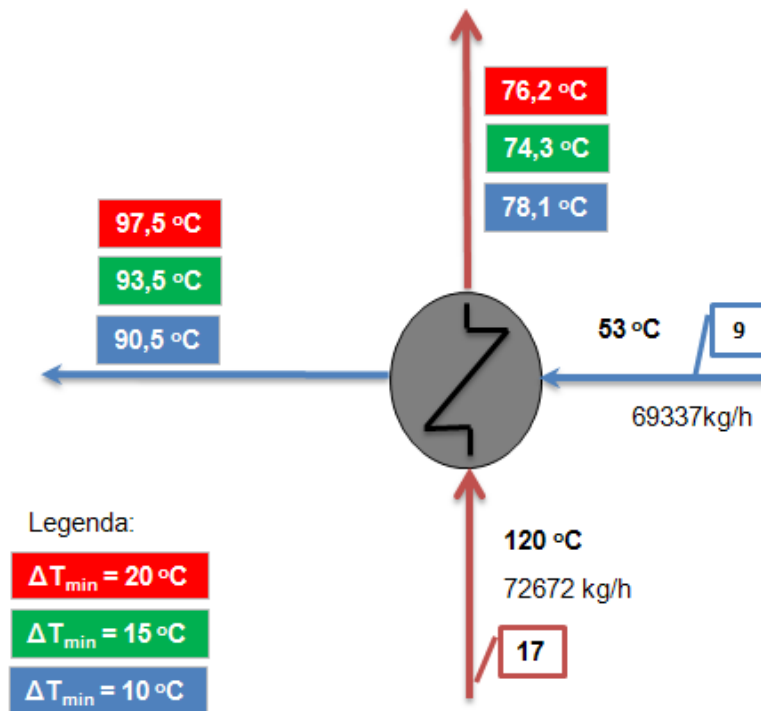


Figura 4-1 - Permutador III ( $\Delta T_{\min}$  de 10 e 15 °C) / IV ( $\Delta T_{\min}$  de 20 °C)

Para o cálculo do novo permutador, seguiram-se duas vias:

- Utilização do *software* ASPEN, nomeadamente o módulo *Exchanger Design & Rating* (EDR), para se proceder ao projecto de um permutador de carcaça e tubos convencional;
- Pedido de solução alternativa contemplando arranjo helicoidal de chicanas num permutador de carcaça e tubos (*Helixchanger®*) (Lummus Technology).

#### 4.1 Utilização do ASPEN *Exchanger Design & Rating*

Correram-se “instâncias” de modo a obterem-se os valores pretendidos de temperatura. Apesar de inúmeros ensaios, não se obteve um *design* perfeitamente coincidente com qualquer um dos três cenários referidos. Basicamente foi este o *modus operandi*:

- 1) Fixar a temperatura de saída da corrente 9, deixando como ajustáveis a temperatura de saída da corrente 17 e o calor trocado do outro lado do permutador (onde circulasse a corrente 9) (Figura E-2 do Anexo E). O cálculo do projecto era levado a termo pelo algoritmo (do EDR), após convergência de várias iterações, revelando o seu (in)sucesso através de mensagens, inicialmente de erro (não convergência) (Figura E-3 do Anexo E), até à existência de somente mensagens de aviso (convergência) (Figura E-4 do Anexo E);
- 2) Variando, por tentativas, a temperatura de saída de ambas as correntes, deixando como ajustáveis os valores de calor trocado dos dois lados, carcaça e tubos (Figuras E-5 e E-7 do Anexo E); do mesmo modo, exemplos das mensagens de erro (não convergência) e somente de aviso (convergência) são ilustradas, respectivamente nas Figuras E-6 e E-8 do Anexo E).

Tendo obtido convergência, trabalhou-se a geometria do permutador (Figura E-9 do Anexo E), mudando essencialmente a sua configuração TEMA<sup>8</sup> (Ribeiro, 2009) (Figura E-10 do Anexo E) e a disposição dos tubos, mantendo os outros detalhes (diâmetro e espessura dos tubos e tipo e disposição das chicanas) assim como as especificações de construção inalterados (valores *default* do EDR). Os resultados resumidos desta “navegação” são apresentados na Tabela E-1 do Anexo E. Estes resultados estão ordenados por ordem crescente de preço (gerado pelo EDR). A linha assinalada a verde nesta tabela indica a configuração escolhida por apresentar menores desvios relativamente às temperaturas pretendidas e também por ser uma solução intermédia entre a mais onerosa e a mais económica. Foi solicitado o respectivo orçamento (A. Silva Matos), tendo sido entregue a folha de especificação (*Heat Exchanger Specification Sheet*) gerada pelo EDR (Figura E-11 do Anexo E), para confirmar o valor dado pelo EDR: 55.739 €. Esta empresa forneceu, via *email*, o valor (sem I.V.A.) de 80.000 € (Figura E-12 do Anexo E).

---

<sup>8</sup> Tubular Exchangers Manufacturers Association

#### 4.2 Solução alternativa *Helixchanger*®

Paralelamente, e por sugestão inicial da Galp Energia, solicitou-se uma alternativa técnica relativamente recente em permutadores de carcaça e tubos, o *Helixchanger*® que, conforme já referido, resume-se a uma inovação no arranjo das chicanas. Para esse efeito foi contactada a empresa proprietária da tecnologia (Lummus Technology), pedindo-se uma solução e respectivo orçamento relativamente ao cenário de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C (ver Figura 4-1), escolhido por se julgar ser a situação energeticamente mais exigente, e que acaba por ser praticamente coincidente com a configuração para a qual também foi solicitado (orçamento), conforme referido em 4.1.

A resposta (Figura F-1 do Anexo F) contempla informação sobre as vantagens na *performance* do *Helixchanger*® e o orçamento propriamente dito: \$200.000 a \$210.000 (USD)<sup>9</sup>.

O Anexo F também inclui a folha de especificação do equipamento proposto (F.2) e uma brochura (Lummus Technology) sobre este produto (F.3).

---

<sup>9</sup> United States Dollar





## 5 Avaliação económica

Independentemente de uma modificação processual originada por um estudo de optimização energética parecer de imediato economicamente atractiva, não deverá deixar de ser efectuada uma análise de viabilidade. Alguns dos seus indicadores mais utilizados são o VAL e a TIR, cujos conceitos, seguidamente e muito resumidamente, são abordados.

### ▪ Valor Actual Líquido (VAL)

O valor actual líquido é um critério financeiro destinado a avaliar investimentos através da comparação entre os *cash flows* gerados por um projecto e o capital investido. Um projecto de investimento é considerado rentável quando o seu VAL é positivo (Zunido & Vasco, 2006).

### ▪ Taxa Interna de Rendibilidade (TIR)

A TIR representa a rendibilidade gerada por um dado investimento, sendo um método baseado na determinação da taxa do seu retorno. É a taxa de actualização que anula o VAL. Pode-se dizer que a TIR é a taxa mais elevada a que o investidor pode contrair um empréstimo para financiar um investimento, sem perder dinheiro.

### ▪ Comparação entre VAL e a TIR

Estes dois métodos de avaliação são frequentemente utilizados de uma forma complementar, devido a responderem a diferentes necessidades de análise.

Dois projectos podem ter valores iguais de TIR e diferentes de VAL, dependendo tudo da intensidade capitalística de cada um. De um modo idêntico, um projecto pode ter uma TIR inferior à de outro projecto, mas possuir um VAL superior (Zunido & Vasco, 2006).

Neste estudo, os vários cenários apontam para valores de investimento muito idênticos, pelo que, e após exclusão de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C pelos motivos já alegados (ver 3.7), se optou pela situação analisada para  $\Delta T_{\min}$  de 15 °C (apresentando os cenários de 10 e 15 °C valores muito semelhantes, a preferência recaiu sobre 15 °C, por este ser um valor intermédio na gama considerada e tendo também em conta o referido no último parágrafo de 2.2.1). Como tal, a comparação entre o VAL e a TIR deixa de ser pertinente, por se tratar de um e um só projecto de investimento. No entanto, ambos os indicadores serão calculados.

### 5.1 Dados fornecidos (Galp Energia)

- Taxa de avaliação (taxa de interesse): 12%
- Eficiência da fornalha, H-1401: 80%

- PCI (Fuelóleo): 9650 kcal/kg
- Preço médio em 2010 (Fuelóleo): 340 €/t
- Número de dias anuais de funcionamento: 350 dias/ano

## 5.2 Cálculos

- Consumo de Fuelóleo anual (CFA) = [Poupança energética anual (PEA) / PCI (Fuelóleo)] x Eficiência da fornalha (5-1)

$$PEA = \text{Ganho energético horário (GEA)} \times \text{Nº de horas anuais de funcionamento (NHA)} \quad (5-2)$$

$$GEA = 2,2 \text{ Gcal/h}$$

$$NHA = 350 \text{ (dias/ano)} \times 24 \text{ (h/dia)} \\ = 8400 \text{ h/ano}$$

$$PEA = 2,2 \times 8400$$

$$= 18480 \text{ Gcal/ano}$$

$$CFA = [18480 / 9650] \times 80\% \times 10^6 \text{ (kcal/Gcal)} \times 10^{-3} \text{ (t/kg)} \\ = 1532 \text{ t/ano}$$

- **Ganho económico anual** = CFA x Preço médio anual (Fuelóleo) (5-3)
 
$$= 1532 \text{ (t/ano)} \times 340 \text{ (€/t)} \\ = \mathbf{520.887 \text{ €/ano}}$$

- **VAL e TIR** <sup>10</sup>

$$\text{Taxa de Avaliação (Taxa de Interesse)} = 12\%$$

$$\text{Investimento (Novo permutador)} = 300.000 \text{ €}^{11}$$

$$\text{Poupança económica anual} = 520.887 \text{ €}$$

	Ano 0	Ano 1	Ano 2	Ano 3	Ano 4	Ano 5
<b>CASH - FLOW (€)</b>	-300.000	520.887	520.887	520.887	520.887	520.887

$$\mathbf{VALOR \text{ ACTUALIZADO LÍQUIDO} = 1.577.681 \text{ €}}$$

$$\mathbf{TAXA \text{ INTERNA DE RENDIBILIDADE} = 74\%}$$

<sup>10</sup> Valores de VAL e TIR calculados por folha de cálculo (EXCEL)

<sup>11</sup> Considerando o investimento mais elevado (Helixchanger®): \$ 210.000 ~ 150.000 € e acréscimo de 100% em custos de instalação

## 6 Conclusões e Sugestões para Trabalho Futuro

Existe um potencial de aproveitamento energético na Unidade 1400, confirmando-se as dúvidas suscitadas pela Galp Energia, relativamente ao estudo de *revamping* efectuado pela AXENS.

O cálculo deste aproveitamento é, de um modo relativamente simples e fácil, realizado através da aplicação do conceito *Pinch*, recorrendo-se quer a *software* específico quer ao método da Cascata de Calor, revelando-se este último decisivo na conceção deste estudo; o primeiro, no entanto, suscitou incertezas originadas por alguns resultados incoerentes que poderão ser atribuídos à natureza complexa das correntes processuais envolvidas.

Os cenários considerados (valores de  $\Delta T_{\min}$  de 10, 15 e 20 °C) apontam para a inclusão de um novo permutador de calor entre a corrente de gasóleo após sofrer reacção de hidrogenação (fundo do reactor) e após dois estágios de arrefecimento e a corrente de gasóleo à entrada da Unidade e após recepção do reciclo de hidrogénio, constituindo assim a sua fonte inicial de aquecimento. Como consequência, também são reduzidas as necessidades de serviço da fornalha pré-reactor e das utilidades de arrefecimento.

A consideração de  $\Delta T_{\min}$  de 20 °C revela ser menos atractiva devido à existência, para este valor, de um estrangulamento energético (ponto *Pinch*), implicando a sua escolha maiores alterações para dois equipamentos permutadores e não compensando a optimização, daí resultante, face aos outros valores abordados (10 e 15 °C).

Apesar de não se ter obtido, pelas razões anteriormente já apontadas, um projecto do novo permutador com perfil de temperaturas perfeitamente coincidente com os revelados pelos cenários mais interessantes de  $\Delta T_{\min}$ , não se deixou, no entanto, de o trazer à luz, apesar de traduzir uma situação ligeiramente mais desfavorável energeticamente, não comprometendo o expectável e interessante retorno do seu investimento.

A avaliação económica, mesmo considerando o custo mais elevado de aquisição do permutador (caso *Helixchanger*®), revela que este investimento é rentável em menos de um ano.

A elaboração deste estudo permite sugerir vias de estudo/ trabalho às duas entidades envolvidas:

- *ISEP*. Levar a efeito estudos de exploração do *software* ASPEN *Energy Analyser*, de modo a confirmar a veracidade e/ ou extensão de rigor das suas soluções e resultados gerados. Esse trabalho, de *per si*, através de um aproveitamento mais eficiente e em maior extensão desta ferramenta, permitiria ao utilizador confirmar

a justeza dos seus cálculos ou ideias. Permitiria também (se fosse caso disso) contribuir para que a ASPEN corrigisse, confirmasse e melhorasse o seu produto;

- *Galp Energia*. Continuar a ter a “audácia” de implementar soluções económica e energeticamente mais favoráveis, e como tal contribuintes para a sustentabilidade do nosso planeta, e ir de encontro à tendência actual intensificadora de processos, através de sinergias, quer a uma escala alargada entre processos/ unidades processuais diferentes (por exemplo, a utilização “simultânea” de correntes processuais para permuta energética em processos distintos), quer a uma escala local (por exemplo, na utilização do mesmo equipamento para funções diferentes, como seja o caso da destilação reactiva).

## Bibliografia

A. Silva Matos. (s.d.).

AXENS. (2008). *PORTO RECONFIGURATION, PORTO REFINERY, REVAMP OF DIESEL DESULPHURIZATION UNIT - UNIT 1400*. MATERIAL BALANCE (WEIGHT) / HEAT BALANCE , AXENS.

Gomes, M. L. (2006). *Estratégia para a Protecção Ambiental*. Departamento de Engenharia Química (ISEP).

Gundersen, T. (2002). *A Process Integration Primer* (3ª ed.). Trondheim, Noruega.

<http://www.galpennergia.com/PT/agalpennergia/os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Paginas/FabricaCombustiveis.aspx>. (7 de 6 de 2011). Obtido em 5 de 7 de 2011

<http://www.galpennergia.com/PT/agalpennergia/os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Paginas/Refinaria-de-Matosinhos.aspx>. (7 de 6 de 2011). Obtido em 5 de 7 de 2011

<http://www.galpennergia.com/PT/agalpennergia/os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Paginas/Refinaria-de-Matosinhos.aspx>. (7 de 6 de 2011). Obtido em 5 de 7 de 2011

<http://www.galpennergia.com/PT/agalpennergia/Paginas/GalpEnergiaRelance.aspx>. (9 de 6 de 2011). Obtido em 5 de 7 de 2011

Lummus Technology. *Helixchanger® Heat Exchanger*. Bloomfield, New Jersey, USA.

Natural Ressources Canada. (2003). *Pinch Analysis: For the Efficient Use of Energy, Water and Hydrogen*. Canada.

Relvas, S., Fernandes, M. C., Matos, H. A., & Nunes, C. P. (2002). *Integração de Processos - Uma metodologia de optimização energética e ambiental* (1ª ed.). Portugal: PolarPress, Lda.

Ribeiro, A. (17 de 5 de 2009). Permutadores de carcaça e tubos. *Projecto de Sistemas Térmicos*.

The Chemical Engineer's Resource Page. (2001). *Pinch Technology: Basics for the Beginners*.

Zunido, A., & Vasco, G. M. (Dezembro de 2006). <http://deei.fct.ualg.pt/~a14073/licenciatura+informatica/engenharia+de+software/analise+financeira+de+projectos+documentacao.pdf>. (F. d. DEEI, Ed.)

## **Anexo A – Informação Galp Energia e AXENS**

### **A.1 – Diagramas de fluxo da Unidade 1400: actual (Galp Energia) e *revamping* (AXENS)**

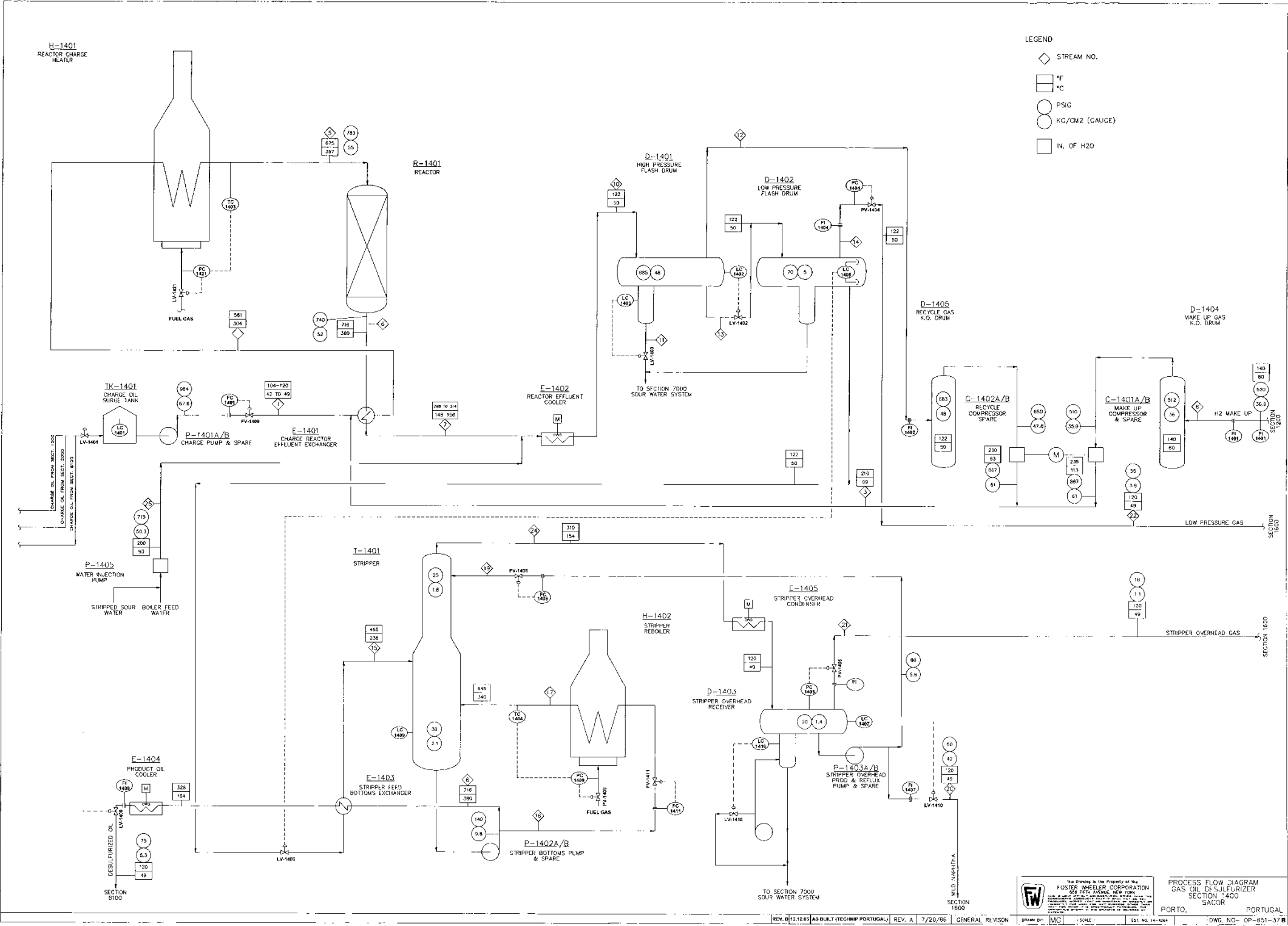


Figura A-1 – Diagrama de fluxo (Process Flow Diagram) actual da Unidade 1400





**A.2 – Caracterização AXENS das correntes: *Material Balance (weight)* (13 páginas)**



Process licensing

**MATERIAL BALANCE (WEIGHT)**

		Job <b>08-3219</b>	Unit <b>U14</b>	Ty <b>1</b>		Page <b>65/1</b>
Client :	<b>PETROGAL SA</b>	Date	By	Check by	Iss.	
Unit	<b>PORTO RECONFIGURATION, PORTO REFINERY DIESEL DESULPHURIZATION UNIT</b>	03/12/08	AFE	PSA	<b>0</b>	
:						
Run case :	<b>END OF RUN</b>					

Flow rate unit : kg/h	FEED 1	H2 MAKE UP 2	RECYCLE 6	RECY+MU 8
H2	0	221	1 408	1 630
H2S	14	0	283	283
NH3	0	0	0	0
H2O	0	0	29	29
METHANE	11	9	267	276
ETHANE	50	0	143	143
PROPANE	158	0	154	154
BUTANE	105	0	46	46
IBUTANE	97	0	36	36
C2BUTENE	26	0	0	0
1BUTENE	25	0	0	0
T2BUTENE	26	0	0	0
IBUTENE	24	0	0	0
ETHYLENE	8	0	0	0
PROPENE	55	0	0	0
13BD	25	0	0	0
EFFL NBP 26	0	0	2	2
EFFL NBP 35	0	0	4	4
EFFL NBP 50	0	0	10	10
EFFL NBP 70	0	0	9	9
EFFL NBP 90	0	0	8	8
EFFL NBP 110	0	0	4	4
EFFL NBP 125	0	0	12	12
EFFL NBP 135	0	0	2	2
EFFL NBP 142	0	0	1	1
EFFL NBP 145	0	0	1	1
EFFL NBP 153	0	0	4	4
EFFL NBP 161	0	0	3	3
EFFL NBP 168	0	0	4	4
EFFL NBP 176	0	0	3	3
EFFL NBP 189	0	0	4	4
EFFL NBP 208	0	0	2	2

EFFL NBP 228	0	0	0	0
EFFL NBP 249	0	0	0	0
EFFL NBP 269	0	0	0	0
EFFL NBP 289	0	0	0	0
EFFL NBP 319	0	0	0	0
EFFL NBP 359	0	0	0	0
EFFL NBP 388	0	0	0	0
FEED NBP 85	3 048	0	0	0
FEED NBP 139	3 129	0	0	0
FEED NBP 155	6 232	0	0	0
FEED NBP 169	6 477	0	0	0
FEED NBP 180	6 752	0	0	0
FEED NBP 190	6 570	0	0	0
FEED NBP 201	6 558	0	0	0
FEED NBP 213	6 444	0	0	0
FEED NBP 243	10 127	0	0	0
FEED NBP 331	10 707	0	0	0
AIR	0	0	0	0

<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	66 667	230	2 440	2 670
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	428.90	110.37	735.56	845.93

Flow rate unit : kg/h	REACT IN 12	REACT OUT 13	E-1401 TU OUT 15	WASH WAT 16
H2	1 630	1 438	1 438	0
H2S	297	561	561	0
NH3	0	3	3	0
H2O	29	29	29	3 335
METHANE	287	302	302	0
ETHANE	193	216	216	0
PROPANE	313	392	392	0
BUTANE	151	270	270	0
IBUTANE	132	166	166	0
C2BUTENE	26	0	0	0
1BUTENE	25	0	0	0
T2BUTENE	26	0	0	0
IBUTENE	24	0	0	0
ETHYLENE	8	0	0	0
PROPENE	55	0	0	0
13BD	25	0	0	0
EFFL NBP 26	2	22	22	0
EFFL NBP 35	4	76	76	0
EFFL NBP 50	10	275	275	0
EFFL NBP 70	9	443	443	0
EFFL NBP 90	8	731	731	0
EFFL NBP 110	4	727	727	0
EFFL NBP 125	12	3 464	3 464	0
EFFL NBP 135	2	831	831	0
EFFL NBP 142	1	558	558	0
EFFL NBP 145	1	575	575	0
EFFL NBP 153	4	2 837	2 837	0
EFFL NBP 161	3	3 069	3 069	0
EFFL NBP 168	4	5 488	5 488	0
EFFL NBP 176	3	5 112	5 112	0
EFFL NBP 189	4	11 783	11 783	0
EFFL NBP 208	2	9 537	9 537	0

Flow rate unit : kg/h	REACT IN 12	REACT OUT 13	E-1401 TU OUT 15	WASH WAT 16
EFFL NBP 228	0	5 132	5 132	0
EFFL NBP 249	0	3 124	3 124	0
EFFL NBP 269	0	2 719	2 719	0
EFFL NBP 289	0	2 313	2 313	0
EFFL NBP 319	0	3 240	3 240	0
EFFL NBP 359	0	2 737	2 737	0
EFFL NBP 388	0	1 160	1 160	0
FEED NBP 85	3 048	0	0	0
FEED NBP 139	3 129	0	0	0
FEED NBP 155	6 232	1	1	0
FEED NBP 169	6 477	1	1	0
FEED NBP 180	6 752	1	1	0
FEED NBP 190	6 570	1	1	0
FEED NBP 201	6 558	1	1	0
FEED NBP 213	6 444	1	1	0
FEED NBP 243	10 127	1	1	0
FEED NBP 331	10 707	1	1	0
AIR	0	0	0	0

<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	69 337	69 337	69 337	3 335
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	1 274.82	1 192.33	1 192.33	185.12

Flow rate unit : kg/h	HP VAPOR 19	HP LIQUID 20	SOUR WAT 21	LPSEP VAP 25
H2	1 408	29	0	26
H2S	283	272	5	46
NH3	0	0	3	0
H2O	29	15	3 320	4
METHANE	267	35	0	21
ETHANE	143	73	0	19
PROPANE	154	238	0	25
BUTANE	46	224	0	8
IBUTANE	36	131	0	6
C2BUTENE	0	0	0	0
1BUTENE	0	0	0	0
T2BUTENE	0	0	0	0
IBUTENE	0	0	0	0
ETHYLENE	0	0	0	0
PROPENE	0	0	0	0
13BD	0	0	0	0
EFFL NBP 26	2	20	0	0
EFFL NBP 35	4	71	0	1
EFFL NBP 50	10	264	0	2
EFFL NBP 70	9	434	0	2
EFFL NBP 90	8	723	0	1
EFFL NBP 110	4	723	0	1
EFFL NBP 125	12	3 452	0	2
EFFL NBP 135	2	829	0	0
EFFL NBP 142	1	556	0	0
EFFL NBP 145	1	574	0	0
EFFL NBP 153	4	2 833	0	1
EFFL NBP 161	3	3 065	0	1
EFFL NBP 168	4	5 484	0	1
EFFL NBP 176	3	5 109	0	1
EFFL NBP 189	4	11 778	0	1
EFFL NBP 208	2	9 535	0	0

Flow rate unit : kg/h	HP VAPOR 19	HP LIQUID 20	SOUR WAT 21	LPSEP VAP 25
EFFL NBP 228	0	5 132	0	0
EFFL NBP 249	0	3 124	0	0
EFFL NBP 269	0	2 719	0	0
EFFL NBP 289	0	2 313	0	0
EFFL NBP 319	0	3 240	0	0
EFFL NBP 359	0	2 737	0	0
EFFL NBP 388	0	1 160	0	0
FEED NBP 85	0	0	0	0
FEED NBP 139	0	0	0	0
FEED NBP 155	0	1	0	0
FEED NBP 169	0	1	0	0
FEED NBP 180	0	1	0	0
FEED NBP 190	0	1	0	0
FEED NBP 201	0	1	0	0
FEED NBP 213	0	1	0	0
FEED NBP 243	0	1	0	0
FEED NBP 331	0	1	0	0
AIR	0	0	0	0

<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	<b>2 440</b>	<b>66 904</b>	<b>3 328</b>	<b>170</b>
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	<b>735.56</b>	<b>457.30</b>	<b>184.60</b>	<b>17.58</b>



Flow rate unit : kg/h	LPSEP LIQ 26	E-1403 SH IN 27	STRIP IN 29	STRIP OVH 30
H2	3	3	3	3
H2S	226	226	226	278
NH3	0	0	0	0
H2O	11	11	11	12
METHANE	14	14	14	15
ETHANE	54	54	54	62
PROPANE	212	212	212	281
BUTANE	216	216	216	326
IBUTANE	124	124	124	183
C2BUTENE	0	0	0	0
1BUTENE	0	0	0	0
T2BUTENE	0	0	0	0
IBUTENE	0	0	0	0
ETHYLENE	0	0	0	0
PROPENE	0	0	0	0
13BD	0	0	0	0
EFFL NBP 26	20	20	20	32
EFFL NBP 35	71	71	71	114
EFFL NBP 50	262	262	262	430
EFFL NBP 70	432	432	432	717
EFFL NBP 90	722	722	722	1 199
EFFL NBP 110	722	722	722	1 158
EFFL NBP 125	3 450	3 450	3 450	4 744
EFFL NBP 135	829	829	829	847
EFFL NBP 142	556	556	556	403
EFFL NBP 145	573	573	573	319
EFFL NBP 153	2 833	2 833	2 833	993
EFFL NBP 161	3 065	3 065	3 065	630
EFFL NBP 168	5 483	5 483	5 483	643
EFFL NBP 176	5 109	5 109	5 109	317
EFFL NBP 189	11 778	11 778	11 778	202
EFFL NBP 208	9 535	9 535	9 535	21

Flow rate unit : kg/h	LPSEP LIQ 26	E-1403 SH IN 27	STRIP IN 29	STRIP OVH 30
EFFL NBP 228	5 132	5 132	5 132	1
EFFL NBP 249	3 124	3 124	3 124	0
EFFL NBP 269	2 719	2 719	2 719	0
EFFL NBP 289	2 313	2 313	2 313	0
EFFL NBP 319	3 240	3 240	3 240	0
EFFL NBP 359	2 737	2 737	2 737	0
EFFL NBP 388	1 160	1 160	1 160	0
FEED NBP 85	0	0	0	1
FEED NBP 139	0	0	0	0
FEED NBP 155	1	1	1	0
FEED NBP 169	1	1	1	0
FEED NBP 180	1	1	1	0
FEED NBP 190	1	1	1	0
FEED NBP 201	1	1	1	0
FEED NBP 213	1	1	1	0
FEED NBP 243	1	1	1	0
FEED NBP 331	1	1	1	0
AIR	0	0	0	0

<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	66 734	66 734	66 734	13 934
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	439.72	439.72	439.72	143.21

Flow rate unit : kg/h	COND OUT 31	WILD NAPH 32	STRIP REF 33	STRIP VAP 34
H2	3	0	0	3
H2S	278	76	52	150
NH3	0	0	0	0
H2O	12	2	1	9
METHANE	15	1	1	14
ETHANE	62	12	8	42
PROPANE	281	101	69	111
BUTANE	326	162	110	54
IBUTANE	183	86	58	39
C2BUTENE	0	0	0	0
1BUTENE	0	0	0	0
T2BUTENE	0	0	0	0
IBUTENE	0	0	0	0
ETHYLENE	0	0	0	0
PROPENE	0	0	0	0
13BD	0	0	0	0
EFFL NBP 26	32	18	12	2
EFFL NBP 35	114	64	44	7
EFFL NBP 50	430	247	168	16
EFFL NBP 70	717	418	284	14
EFFL NBP 90	1 199	706	480	13
EFFL NBP 110	1 158	685	467	6
EFFL NBP 125	4 744	2 813	1 915	16
EFFL NBP 135	847	503	342	2
EFFL NBP 142	403	239	163	1
EFFL NBP 145	319	189	129	0
EFFL NBP 153	993	590	402	1
EFFL NBP 161	630	375	255	1
EFFL NBP 168	643	382	260	0
EFFL NBP 176	317	189	128	0
EFFL NBP 189	202	120	82	0
EFFL NBP 208	21	13	9	0

Flow rate unit : kg/h	COND OUT 31	WILD NAPH 32	STRIP REF 33	STRIP VAP 34
EFFL NBP 228	1	1	0	0
EFFL NBP 249	0	0	0	0
EFFL NBP 269	0	0	0	0
EFFL NBP 289	0	0	0	0
EFFL NBP 319	0	0	0	0
EFFL NBP 359	0	0	0	0
EFFL NBP 388	0	0	0	0
FEED NBP 85	1	0	0	0
FEED NBP 139	0	0	0	0
FEED NBP 155	0	0	0	0
FEED NBP 169	0	0	0	0
FEED NBP 180	0	0	0	0
FEED NBP 190	0	0	0	0
FEED NBP 201	0	0	0	0
FEED NBP 213	0	0	0	0
FEED NBP 243	0	0	0	0
FEED NBP 331	0	0	0	0
AIR	0	0	0	0

<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	13 934	7 993	5 441	500
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	143.21	77.18	52.54	13.48

Flow rate unit : kg/h	STRIP BTM 35	REB OUT 37	GO PROD 42	REFX LIQ 55
H2	0	0	0	0
H2S	0	0	0	128
NH3	0	0	0	0
H2O	0	0	0	4
METHANE	0	0	0	2
ETHANE	0	0	0	21
PROPANE	0	0	0	170
BUTANE	0	0	0	272
IBUTANE	0	0	0	144
C2BUTENE	0	0	0	0
1BUTENE	0	0	0	0
T2BUTENE	0	0	0	0
IBUTENE	0	0	0	0
ETHYLENE	0	0	0	0
PROPENE	0	0	0	0
13BD	0	0	0	0
EFFL NBP 26	0	0	0	30
EFFL NBP 35	0	0	0	108
EFFL NBP 50	0	0	0	414
EFFL NBP 70	1	1	0	702
EFFL NBP 90	16	12	3	1 186
EFFL NBP 110	144	113	31	1 152
EFFL NBP 125	2 901	2 280	621	4 729
EFFL NBP 135	1 515	1 191	324	845
EFFL NBP 142	1 477	1 161	316	403
EFFL NBP 145	1 793	1 409	384	318
EFFL NBP 153	10 470	8 229	2 241	992
EFFL NBP 161	12 564	9 874	2 690	630
EFFL NBP 168	23 825	18 725	5 100	643
EFFL NBP 176	22 983	18 063	4 920	317
EFFL NBP 189	54 455	42 798	11 657	202
EFFL NBP 208	44 481	34 959	9 522	21

Flow rate unit : kg/h	STRIP BTM 35	REB OUT 37	GO PROD 42	REFX LIQ 55
EFFL NBP 228	23 969	18 838	5 131	1
EFFL NBP 249	14 594	11 469	3 124	0
EFFL NBP 269	12 700	9 981	2 719	0
EFFL NBP 289	10 806	8 492	2 313	0
EFFL NBP 319	15 136	11 896	3 240	0
EFFL NBP 359	12 785	10 048	2 737	0
EFFL NBP 388	5 418	4 258	1 160	0
FEED NBP 85	0	0	0	1
FEED NBP 139	1	1	0	0
FEED NBP 155	3	2	1	0
FEED NBP 169	3	3	1	0
FEED NBP 180	4	3	1	0
FEED NBP 190	4	3	1	0
FEED NBP 201	4	3	1	0
FEED NBP 213	4	3	1	0
FEED NBP 243	6	5	1	0
FEED NBP 331	6	5	1	0
AIR	0	0	0	0

<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	272 065	213 824	58 241	13 434
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	1 630.49	1 281.45	349.04	129.73

**A.3 – Caracterização AXENS das correntes: *Heat Balance*** (13 páginas)

Process licensing

**HEAT BALANCE**

		Job <b>08-3219</b>	Unit <b>U1400</b>	Type <b>1HB</b>		Page <b>78/1</b>
Client :	<b>PETROGAL SA</b>	Date	By	Check by	Is s.	
Unit :	<b>PORTO RECONFIGURATION, PORTO REFINERY DIESEL DESULPHURIZATION UNIT</b>	03/12/08	AFE	PSA	<b>0</b>	
Run case :	<b>END OF RUN</b>					

		FEED 1	H2 MAKE UP 2	MU CO OUT 3	RECY CO IN 4
Temperature	°C	49	50	109	47
Pressure	bar g	3.8	34.0	61.2	47.0
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	66 667	230	230	2 440
Molar rate	kmol/h	428.90	110.37	110.37	735.56
Enthalpy	Gcal/h	1.37	0.10	0.14	0.72
Density	kg/m3	783.4	2.671	3.969	5.849
Mol. Weight	kg/kmol	155.44	2.09	2.09	3.32
Wt pc vapor	%		100.00	100.00	100.00
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h		230	230	2 440
Molar rate	kmol/h		110.37	110.37	735.56
Volumetric rate	m3/h		86.2	58.0	417.2
Normal vapor rate	Nm3/h		2 473.8	2 473.8	16 486.8
Enthalpy	Gcal/h		0.10	0.14	0.72
Spec. Enthalpy	kcal/kg		421.9	621.8	296.2
Density	kg/m3		2.671	3.969	5.849
Mol. Weight	kg/kmol		2.09	2.09	3.32
Viscosity	cP		0.0083	0.0093	0.0098
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C		0.159	0.179	0.144
Specific Heat	kcal/kg.°C		3.344	3.377	2.174
Cp/Cv			1.409	1.405	1.398
Comp. factor			1.017	1.029	1.022
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	66 667			
Molar rate	kmol/h	428.90			
Volumetric rate	m3/h	85.1			
Std liquid rate	m3/h	82.7			
Enthalpy	Gcal/h	1.37			
Spec. Enthalpy	kcal/kg	20.5			
Spec. Gravity		0.8069			
Density	kg/m3	783.4			
Mol. Weight	kg/kmol	155.44			
Viscosity	cP	0.76			
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.080			
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.486			
Surf. Tension	dyn/cm	25.0			
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	66 667			
Spec. Gravity		0.8068			
Density	kg/m3	783.4			
Crit. Pressure	bar a	24.3			



		RECY CO OUT 5	RECYCLE 6	RECY+MU 8	E-1401 SH IN 9
Temperature	°C	71	71	76	53
Pressure	bar g	61.2	61.2	61.2	60.6
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	2 440	2 440	2 670	69 337
Molar rate	kmol/h	735.56	735.56	845.93	1 274.82
Enthalpy	Gcal/h	0.85	0.85	0.99	2.51
Density	kg/m3	7.012	7.006	6.574	151.7
Mol. Weight	kg/kmol	3.32	3.32	3.16	54.39
Wt pc vapor	%	100.00	100.00	100.00	3.53
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	2 440	2 440	2 670	2 449
Molar rate	kmol/h	735.56	735.56	845.93	820.57
Volumetric rate	m3/h	347.9	348.3	406.2	371.3
Normal vapor rate	Nm3/h	16 486.8	16 486.8	18 960.6	18 392.2
Enthalpy	Gcal/h	0.85	0.85	0.99	0.81
Spec. Enthalpy	kcal/kg	349.1	349.1	372.6	330.2
Density	kg/m3	7.012	7.006	6.574	6.594
Mol. Weight	kg/kmol	3.32	3.32	3.16	2.98
Viscosity	cP	0.010	0.010	0.010	0.0096
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.152	0.152	0.155	0.150
Specific Heat	kcal/kg.°C	2.192	2.192	2.295	2.409
Cp/Cv		1.395	1.395	1.396	1.402
Comp. factor		1.029	1.029	1.029	1.030
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h				66 888
Molar rate	kmol/h				454.26
Volumetric rate	m3/h				85.6
Std liquid rate	m3/h				83.6
Enthalpy	Gcal/h				1.70
Spec. Enthalpy	kcal/kg				25.4
Spec. Gravity					0.8013
Density	kg/m3				781.3
Mol. Weight	kg/kmol				147.25
Viscosity	cP				0.64
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C				0.080
Specific Heat	kcal/kg.°C				0.490
Surf. Tension	dyn/cm				23.2
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h				66 878
Spec. Gravity					0.8012
Density	kg/m3				781.3
Crit. Pressure	bar a				24.5

		E-1451 SH IN 10	HEATER IN 11	REACT IN 12	REACT OUT 13
Temperature	°C	263	313	338	359
Pressure	bar g	59.3	58.7	53.9	52.0
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	69 337	69 337	69 337	69 337
Molar rate	kmol/h	1 274.82	1 274.82	1 274.82	1 192.33
Enthalpy	Gcal/h	12.80	16.07	17.95	19.34
Density	kg/m3	88.40	74.99	63.55	62.20
Mol. Weight	kg/kmol	54.39	54.39	54.39	58.15
Wt pc vapor	%	23.99	50.17	72.97	92.34
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	16 636	34 788	50 596	64 023
Molar rate	kmol/h	922.42	1 054.70	1 162.85	1 162.39
Volumetric rate	m3/h	695.8	861.6	1 056.0	1 104.4
Normal vapor rate	Nm3/h	20 675.1	23 639.9	26 064.2	26 053.7
Enthalpy	Gcal/h	4.91	9.76	14.22	18.20
Spec. Enthalpy	kcal/kg	295.3	280.5	281.1	284.3
Density	kg/m3	23.91	40.38	47.91	57.97
Mol. Weight	kg/kmol	18.04	32.98	43.51	55.08
Viscosity	cP	0.019	0.020	0.020	0.020
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.161	0.139	0.127	0.114
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.852	0.748	0.727	0.720
Cp/Cv		1.165	1.109	1.090	1.079
Comp. factor		1.020	1.000	0.982	0.958
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	52 700	34 549	18 741	5 314
Molar rate	kmol/h	352.40	220.13	111.97	29.95
Volumetric rate	m3/h	88.6	63.1	35.1	10.3
Std liquid rate	m3/h	65.6	42.6	22.9	6.5
Enthalpy	Gcal/h	7.89	6.31	3.73	1.14
Spec. Enthalpy	kcal/kg	149.7	182.7	199.0	214.2
Spec. Gravity		0.8044	0.8114	0.8203	0.8246
Density	kg/m3	594.9	547.8	533.4	518.2
Mol. Weight	kg/kmol	149.55	156.95	167.37	177.43
Viscosity	cP	0.14	0.11	0.11	0.100
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.048	0.042	0.036	0.035
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.666	0.704	0.722	0.739
Surf. Tension	dyn/cm	4.2	1.4	0.8	0.2
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	52 697	34 547	18 740	5 313
Spec. Gravity		0.8044	0.8114	0.8202	0.8245
Density	kg/m3	594.9	547.8	533.4	518.2
Crit. Pressure	bar a	22.5	21.8	21.2	20.6

		E-1451 TU OUT 14	E-1401 TU OUT 15	WASH WAT 16	AIRCOO IN 17
Temperature	°C	313	131	58	120
Pressure	bar g	50.9	47.9	6.5	47.7
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	69 337	69 337	3 335	72 672
Molar rate	kmol/h	1 192.33	1 192.33	185.12	1 377.46
Enthalpy	Gcal/h	16.07	5.78	0.19	5.98
Density	kg/m3	70.67	112.7	984.2	116.4
Mol. Weight	kg/kmol	58.15	58.15	18.01	52.76
Wt pc vapor	%	55.40	5.38		5.54
Wt pc free water	%	0.00	0.00	100.00	3.62
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	38 413	3 729		4 030
Molar rate	kmol/h	998.27	745.64		775.15
Volumetric rate	m3/h	924.2	523.4		530.1
Normal vapor rate	Nm3/h	22 375.2	16 712.7		17 374.2
Enthalpy	Gcal/h	10.42	1.35		1.60
Spec. Enthalpy	kcal/kg	271.1	360.7		398.0
Density	kg/m3	41.56	7.124		7.601
Mol. Weight	kg/kmol	38.48	5.00		5.20
Viscosity	cP	0.020	0.013		0.012
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.127	0.162		0.152
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.726	1.596		1.514
Cp/Cv		1.099	1.345		1.354
Comp. factor		0.986	1.021		1.018
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	30 924	65 608	3 335	68 642
Molar rate	kmol/h	194.06	446.70	185.12	602.30
Volumetric rate	m3/h	56.8	92.0	3.4	94.1
Std liquid rate	m3/h	38.3	82.6	3.3	85.7
Enthalpy	Gcal/h	5.66	4.44	0.19	4.38
Spec. Enthalpy	kcal/kg	183.0	67.7	58.0	63.8
Spec. Gravity		0.8085	0.7953	1.0000	0.8021
Density	kg/m3	544.1	713.4	984.2	729.6
Mol. Weight	kg/kmol	159.35	146.87	18.01	113.97
Viscosity	cP	0.11	0.30	0.48	0.30
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.042	0.071	0.558	0.074
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.709	0.566	0.999	0.575
Surf. Tension	dyn/cm	1.8	15.5	66.8	26.5
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	30 922	65 602		65 851
Spec. Gravity		0.8085	0.7953		0.7954
Density	kg/m3	544.1	713.4		722.7
Crit. Pressure	bar a	21.8	23.8		24.0

		AERO OUT 18	HP VAPOR 19	HP LIQUID 20	SOUR WAT 21
Temperature	°C	47	47	47	47
Pressure	bar g	47.2	47.1	47.1	47.1
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	72 672	2 440	66 904	3 328
Molar rate	kmol/h	1 377.46	735.56	457.30	184.60
Enthalpy	Gcal/h	2.37	0.72	1.49	0.16
Density	kg/m3	144.0	5.863	777.2	988.1
Mol. Weight	kg/kmol	52.76	3.32	146.30	18.03
Wt pc vapor	%	3.36	100.00		
Wt pc free water	%	4.57	0.00	0.00	99.75
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	2 443	2 440		
Molar rate	kmol/h	735.67	735.56		
Volumetric rate	m3/h	415.2	416.1		
Normal vapor rate	Nm3/h	16 489.2	16 486.8		
Enthalpy	Gcal/h	0.72	0.72		
Spec. Enthalpy	kcal/kg	296.1	296.2		
Density	kg/m3	5.884	5.863		
Mol. Weight	kg/kmol	3.32	3.32		
Viscosity	cP	0.0098	0.0098		
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.144	0.144		
Specific Heat	kcal/kg.°C	2.172	2.174		
Cp/Cv		1.398	1.398		
Comp. factor		1.022	1.022		
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	70 229		66 904	3 328
Molar rate	kmol/h	641.79		457.30	184.60
Volumetric rate	m3/h	89.4		86.1	3.4
Std liquid rate	m3/h	87.6		84.3	3.3
Enthalpy	Gcal/h	1.65		1.49	0.16
Spec. Enthalpy	kcal/kg	23.4		22.2	48.0
Spec. Gravity		0.8025		0.7948	0.9986
Density	kg/m3	785.2		777.2	988.1
Mol. Weight	kg/kmol	109.43		146.30	18.03
Viscosity	cP	0.63		0.66	0.57
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.084		0.082	0.536
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.513		0.490	0.994
Surf. Tension	dyn/cm	36.5		23.6	68.4
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	66 894		66 889	8
Spec. Gravity		0.7947		0.7947	0.7234
Density	kg/m3	777.2		777.2	663.2
Crit. Pressure	bar a	24.9		24.9	101.5

		LPSEP VAP 25	LPSEP LIQ 26	E-1403 SH IN 27	STRIP IN 29
Temperature	°C	51	51	51	169
Pressure	bar g	4.8	4.8	4.6	2.3
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	170	66 734	66 734	66 734
Molar rate	kmol/h	17.58	439.72	439.72	439.72
Enthalpy	Gcal/h	0.03	1.46	1.46	5.86
Density	kg/m3	2.092	774.1	769.5	246.1
Mol. Weight	kg/kmol	9.69	151.76	151.76	151.76
Wt pc vapor	%	100.00		0.00	1.55
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	170		1	1 032
Molar rate	kmol/h	17.58		0.11	16.25
Volumetric rate	m3/h	81.4		0.5	175.1
Normal vapor rate	Nm3/h	394.0		2.4	364.2
Enthalpy	Gcal/h	0.03		0.00	0.17
Spec. Enthalpy	kcal/kg	176.1		174.0	164.1
Density	kg/m3	2.092		2.069	5.895
Mol. Weight	kg/kmol	9.69		10.01	63.53
Viscosity	cP	0.013		0.013	0.012
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.098		0.096	0.030
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.863		0.841	0.496
Cp/Cv		1.317		1.314	1.076
Comp. factor		0.999		0.999	0.971
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h		66 734	66 733	65 702
Molar rate	kmol/h		439.72	439.62	423.48
Volumetric rate	m3/h		86.2	86.2	96.1
Std liquid rate	m3/h		83.6	83.6	82.1
Enthalpy	Gcal/h		1.46	1.46	5.69
Spec. Enthalpy	kcal/kg		21.8	21.8	86.6
Spec. Gravity			0.7990	0.7990	0.8015
Density	kg/m3		774.1	774.1	683.7
Mol. Weight	kg/kmol		151.76	151.80	155.15
Viscosity	cP		0.68	0.68	0.25
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C		0.082	0.082	0.066
Specific Heat	kcal/kg.°C		0.493	0.493	0.599
Surf. Tension	dyn/cm		24.2	24.2	14.2
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h		66 723	66 722	65 697
Spec. Gravity			0.7990	0.7990	0.8015
Density	kg/m3		774.1	774.0	683.6
Crit. Pressure	bar a		24.9	24.9	24.1

		STRIP OVH 30	COND OUT 31	WILD NAPH 32	STRIP REF 33
Temperature	°C	169	46	46	46
Pressure	bar g	2.1	1.5	3.5	2.1
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	13 934	13 934	7 993	5 441
Molar rate	kmol/h	143.21	143.21	77.18	52.54
Enthalpy	Gcal/h	2.20	0.36	0.18	0.12
Density	kg/m3	8.868	91.06	706.3	706.0
Mol. Weight	kg/kmol	97.30	97.30	103.56	103.56
Wt pc vapor	%	100.00	3.42		
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	13 934	477		
Molar rate	kmol/h	143.21	12.98		
Volumetric rate	m3/h	1 571.2	134.0		
Normal vapor rate	Nm3/h	3 209.9	291.0		
Enthalpy	Gcal/h	2.20	0.06		
Spec. Enthalpy	kcal/kg	157.7	125.1		
Density	kg/m3	8.868	3.557		
Mol. Weight	kg/kmol	97.30	36.71		
Viscosity	cP	0.0097	0.010		
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.023	0.024		
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.517	0.393		
Cp/Cv		1.057	1.173		
Comp. factor		0.928	0.981		
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h		13 458	7 993	5 441
Molar rate	kmol/h		130.23	77.18	52.54
Volumetric rate	m3/h		19.1	11.3	7.7
Std liquid rate	m3/h		18.4	10.9	7.4
Enthalpy	Gcal/h		0.30	0.18	0.12
Spec. Enthalpy	kcal/kg		22.0	22.0	22.0
Spec. Gravity			0.7311	0.7314	0.7314
Density	kg/m3		705.7	706.3	706.0
Mol. Weight	kg/kmol		103.34	103.56	103.56
Viscosity	cP		0.35	0.36	0.35
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C		0.096	0.096	0.096
Specific Heat	kcal/kg.°C		0.520	0.519	0.520
Surf. Tension	dyn/cm		19.7	19.7	19.7
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h		13 454	7 991	5 440
Spec. Gravity			0.7310	0.7313	0.7313
Density	kg/m3		705.6	706.2	706.0
Crit. Pressure	bar a		31.0	30.9	30.9

		STRIP VAP 34	STRIP BTM 35	BTM TO RBL 36	REB OUT 37
Temperature	°C	46	250	250	261
Pressure	bar g	1.4	2.4	9.8	2.7
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	500	272 065	213 824	213 824
Molar rate	kmol/h	13.48	1 630.49	1 281.45	1 281.45
Enthalpy	Gcal/h	0.06	37.05	29.18	33.33
Density	kg/m3	3.439	622.1	625.8	56.28
Mol. Weight	kg/kmol	37.08	166.86	166.86	166.86
Wt pc vapor	%	100.00			23.20
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	500			49 601
Molar rate	kmol/h	13.48			333.12
Volumetric rate	m3/h	145.4			3 533.9
Normal vapor rate	Nm3/h	302.2			7 466.5
Enthalpy	Gcal/h	0.06			9.84
Spec. Enthalpy	kcal/kg	124.7			198.5
Density	kg/m3	3.439			14.04
Mol. Weight	kg/kmol	37.08			148.90
Viscosity	cP	0.010			0.0100
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.024			0.028
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.393			0.589
Cp/Cv		1.171			1.042
Comp. factor		0.981			0.886
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h		272 065	213 824	164 223
Molar rate	kmol/h		1 630.49	1 281.45	948.33
Volumetric rate	m3/h		437.3	341.7	265.3
Std liquid rate	m3/h		335.3	263.5	201.1
Enthalpy	Gcal/h		37.05	29.18	23.49
Spec. Enthalpy	kcal/kg		136.2	136.5	143.0
Spec. Gravity			0.8123	0.8123	0.8175
Density	kg/m3		622.1	625.8	619.1
Mol. Weight	kg/kmol		166.86	166.86	173.17
Viscosity	cP		0.17	0.17	0.16
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C		0.053	0.053	0.052
Specific Heat	kcal/kg.°C		0.662	0.660	0.669
Surf. Tension	dyn/cm		9.1	9.0	8.7
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h		272 065	213 824	164 223
Spec. Gravity			0.8123	0.8123	0.8175
Density	kg/m3		622.1	625.8	619.1
Crit. Pressure	bar a		22.5	22.5	22.0

		E1403 TU IN 38	TU OUT 39	E-1404 OUT 41	GO PROD 42
Temperature	°C	250	126	54	38
Pressure	bar g	9.8	8.7	6.9	6.5
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	58 241	58 241	58 241	58 241
Molar rate	kmol/h	349.04	349.04	349.04	349.04
Enthalpy	Gcal/h	7.95	3.55	1.33	0.87
Density	kg/m3	625.8	736.0	786.4	797.3
Mol. Weight	kg/kmol	166.86	166.86	166.86	166.86
Wt pc vapor	%				
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h				
Molar rate	kmol/h				
Volumetric rate	m3/h				
Normal vapor rate	Nm3/h				
Enthalpy	Gcal/h				
Spec. Enthalpy	kcal/kg				
Density	kg/m3				
Mol. Weight	kg/kmol				
Viscosity	cP				
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C				
Specific Heat	kcal/kg.°C				
Cp/Cv					
Comp. factor					
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	58 241	58 241	58 241	58 241
Molar rate	kmol/h	349.04	349.04	349.04	349.04
Volumetric rate	m3/h	93.1	79.1	74.1	73.0
Std liquid rate	m3/h	71.8	71.8	71.8	71.8
Enthalpy	Gcal/h	7.95	3.55	1.33	0.87
Spec. Enthalpy	kcal/kg	136.5	60.9	22.9	15.0
Spec. Gravity		0.8123	0.8123	0.8123	0.8123
Density	kg/m3	625.8	736.0	786.4	797.3
Mol. Weight	kg/kmol	166.86	166.86	166.86	166.86
Viscosity	cP	0.17	0.41	0.88	1.1
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.053	0.071	0.080	0.082
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.660	0.559	0.491	0.473
Surf. Tension	dyn/cm	9.0	19.0	25.3	26.8
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	58 241	58 241	58 241	58 241
Spec. Gravity		0.8123	0.8123	0.8123	0.8123
Density	kg/m3	625.8	736.0	786.4	797.3
Crit. Pressure	bar a	22.5	22.5	22.5	22.5



		PROD TRIM OUT 51	BTM PUMP OUT 53	REB IN 54	REFX LIQ 55
Temperature	°C	38	250	250	46
Pressure	bar g	7.3	10.1	5.7	1.4
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	58 241	272 065	213 824	13 434
Molar rate	kmol/h	349.04	1 630.49	1 281.45	129.73
Enthalpy	Gcal/h	0.87	37.13	29.18	0.29
Density	kg/m3	797.5	626.0	623.5	706.2
Mol. Weight	kg/kmol	166.86	166.86	166.86	103.56
Wt pc vapor	%				
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h				
Molar rate	kmol/h				
Volumetric rate	m3/h				
Normal vapor rate	Nm3/h				
Enthalpy	Gcal/h				
Spec. Enthalpy	kcal/kg				
Density	kg/m3				
Mol. Weight	kg/kmol				
Viscosity	cP				
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C				
Specific Heat	kcal/kg.°C				
Cp/Cv					
Comp. factor					
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	58 241	272 065	213 824	13 434
Molar rate	kmol/h	349.04	1 630.49	1 281.45	129.73
Volumetric rate	m3/h	73.0	434.6	342.9	19.0
Std liquid rate	m3/h	71.8	335.3	263.5	18.4
Enthalpy	Gcal/h	0.87	37.13	29.18	0.29
Spec. Enthalpy	kcal/kg	15.0	136.5	136.5	21.8
Spec. Gravity		0.8123	0.8123	0.8123	0.7314
Density	kg/m3	797.5	626.0	623.5	706.2
Mol. Weight	kg/kmol	166.86	166.86	166.86	103.56
Viscosity	cP	1.1	0.17	0.17	0.36
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.082	0.053	0.053	0.096
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.473	0.660	0.661	0.519
Surf. Tension	dyn/cm	26.8	9.0	9.0	19.8
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	58 241	272 065	213 824	13 431
Spec. Gravity		0.8123	0.8123	0.8123	0.7313
Density	kg/m3	797.5	626.0	623.5	706.2
Crit. Pressure	bar a	22.5	22.5	22.5	30.9

		OVHD PUMP OUT 56	RFLX 57	WILD TO LCV 58	LP GAS 60
Temperature	°C	46	46	46	51
Pressure	bar g	7.2	6.6	6.6	3.9
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	13 434	5 441	7 993	170
Molar rate	kmol/h	129.73	52.54	77.18	17.58
Enthalpy	Gcal/h	0.30	0.12	0.18	0.03
Density	kg/m3	706.9	706.8	706.8	1.768
Mol. Weight	kg/kmol	103.56	103.56	103.56	9.69
Wt pc vapor	%				100.00
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h				170
Molar rate	kmol/h				17.58
Volumetric rate	m3/h				96.3
Normal vapor rate	Nm3/h				394.0
Enthalpy	Gcal/h				0.03
Spec. Enthalpy	kcal/kg				176.1
Density	kg/m3				1.768
Mol. Weight	kg/kmol				9.69
Viscosity	cP				0.012
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C				0.098
Specific Heat	kcal/kg.°C				0.862
Cp/Cv					1.316
Comp. factor					0.999
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	13 434	5 441	7 993	
Molar rate	kmol/h	129.73	52.54	77.18	
Volumetric rate	m3/h	19.0	7.7	11.3	
Std liquid rate	m3/h	18.4	7.4	10.9	
Enthalpy	Gcal/h	0.30	0.12	0.18	
Spec. Enthalpy	kcal/kg	22.0	22.0	22.0	
Spec. Gravity		0.7314	0.7314	0.7314	
Density	kg/m3	706.9	706.8	706.8	
Mol. Weight	kg/kmol	103.56	103.56	103.56	
Viscosity	cP	0.36	0.36	0.36	
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.096	0.096	0.096	
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.519	0.519	0.519	
Surf. Tension	dyn/cm	19.7	19.7	19.7	
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	13 431	5 440	7 991	
Spec. Gravity		0.7313	0.7313	0.7313	
Density	kg/m3	706.8	706.7	706.7	
Crit. Pressure	bar a	30.9	30.9	30.9	

		HP PURGE 61	SOUR GAS TO 1600 62	SOUR WAT TO BL 63	
Temperature	°C	47	45	48	
Pressure	bar g	5.5	1.1	4.5	
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	0	500	3 328	
Molar rate	kmol/h	0.00	13.48	184.60	
Enthalpy	Gcal/h	0.00	0.06	0.16	
Density	kg/m3	0.8093	3.008	682.9	
Mol. Weight	kg/kmol	3.32	37.08	18.03	
Wt pc vapor	%	100.00	100.00	0.25	
Wt pc free water	%	0.00	0.00	99.75	
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h	0	500	8	
Molar rate	kmol/h	0.00	13.48	0.33	
Volumetric rate	m3/h	0.0	166.2	1.5	
Normal vapor rate	Nm3/h	0.0	302.2	7.3	
Enthalpy	Gcal/h	0.00	0.06	0.00	
Spec. Enthalpy	kcal/kg	295.5	124.7	201.7	
Density	kg/m3	0.8093	3.008	5.484	
Mol. Weight	kg/kmol	3.32	37.08	25.41	
Viscosity	cP	0.0097	0.010	0.011	
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.144	0.024	0.020	
Specific Heat	kcal/kg.°C	2.159	0.391	0.353	
Cp/Cv		1.386	1.169	1.345	
Comp. factor		1.002	0.983	0.966	
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h			3 320	
Molar rate	kmol/h			184.27	
Volumetric rate	m3/h			3.4	
Std liquid rate	m3/h			3.3	
Enthalpy	Gcal/h			0.16	
Spec. Enthalpy	kcal/kg			47.6	
Spec. Gravity				1.0000	
Density	kg/m3			989.0	
Mol. Weight	kg/kmol			18.01	
Viscosity	cP			0.57	
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C			0.549	
Specific Heat	kcal/kg.°C			0.998	
Surf. Tension	dyn/cm			68.4	
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h				
Spec. Gravity					
Density	kg/m3				
Crit. Pressure	bar a				

## Anexo B – ASPEN Plus e ASPEN Energy Analyser

### B.1 – Selecção do método de cálculo de propriedades (ASPEN Plus)

Desvios $\Delta H$ (%) relativos a AXENS							
Corrente	Método de propriedades						
	BK-10	Peng-Robinson	UNIFAC	Chao-Seader	Grayson-Streed	SRK <sup>(1)</sup>	LK-Plock
9	-4,39	-1,14	-0,49	1,42	1,03	-0,12	-0,67
13	-5,92	-0,38	-0,12	1,97	0,97	0,35	-1,17
17	-1,58	-1,83	-1,08	0,69	0,39	-2,16	-1,39
27	-0,11	-3,36	-2,45	0,39	0,14	-1,73	-0,45
30	-0,54	-0,22	1,96	-0,49	-0,11	1,03	1,96
38	0,37	-2,27	-0,38	0,37	0,37	-0,83	0,34
Média	2,15	1,53	1,08	0,89	0,50	1,04	1,00
Desvio padrão	2,55	1,20	1,44	0,87	0,45	1,23	1,23

Desvios Densidade (%) relativos a AXENS							
Corrente <sup>(2)</sup>	Método de propriedades						
	BK-10	Peng-Robinson	UNIFAC	Chao-Seader	Grayson-Streed	SRK <sup>(1)</sup>	LK-Plock
9ENT	1,14	-0,78	-1,78	-1,19	-1,18	-30,97	-1,16
9SAI	7,84	1,53	0,49	0,37	0,34	0,41	1,88
13ENT	4,80	0,65	1,17	-0,29	0,23	0,04	0,94
13SAI	0,27	-0,73	-1,85	-0,53	-0,59	-2,41	-1,30
17ENT	0,20	-0,98	-1,81	-0,93	-0,97	-45,76	-1,44
17SAI	1,10	-0,65	-0,99	-1,03	-1,01	-46,70	-0,49
27ENT	-4,32	-1,62	-9,06	-1,39	-1,19	0,07	-8,47
27SAI	8,93	-0,08	69,32	-9,39	-0,38	-0,74	44,50
30ENT	-3,90	0,61	1,13	0,81	0,14	0,15	0,74
30SAI	27,48	4,51	74,06	-5,50	-6,05	-42,82	66,34
38ENT	-3,36	-3,36	-2,15	-3,36	-3,36	-3,25	-3,36
38SAI	-0,07	-0,07	-0,82	-0,07	-0,07	-0,36	-0,07
Média	5,29	1,30	13,72	2,07	1,29	14,47	10,89
Desvio padrão	8,70	1,90	28,66	2,92	1,83	20,47	22,71

Desvios Fração Vapor (%) relativos a AXENS							
Corrente <sup>(2)</sup>	Método de propriedades						
	BK-10	Peng-Robinson	UNIFAC	Chao-Seader	Grayson-Streed	SRK <sup>(1)</sup>	LK-Plock
9ENT	1732,86	1724,36	1741,36	1724,36	1724,36	1718,70	1752,69
9SAI	12,51	23,06	21,83	25,94	25,53	23,06	20,46
13ENT	-8,82	5,05	1,91	8,19	5,91	5,05	-0,15
13SAI	1078,44	1069,14	1080,30	1061,71	1063,57	1061,71	1082,16
17ENT	927,08	925,27	932,49	921,66	921,66	919,86	943,32
17SAI	1492,26	1489,29	1492,26	1492,26	1492,26	1483,33	1501,19
27ENT							
27SAI	100,00	138,71	-16,13	170,97	138,71	138,71	16,13
30ENT	-3,40	0,00	-1,90	-1,60	-0,90	0,00	0,00
30SAI	95,91	151,46	34,50	180,70	183,63	151,46	43,27
38ENT							
38SAI							
Média	605,70	614,04	591,41	620,82	617,39	611,32	595,49
Desvio padrão	707,05	692,82	723,91	686,91	689,77	689,83	724,39

Maior desvio

Menor desvio

<sup>(1)</sup> Redlich-Kwong-Soave

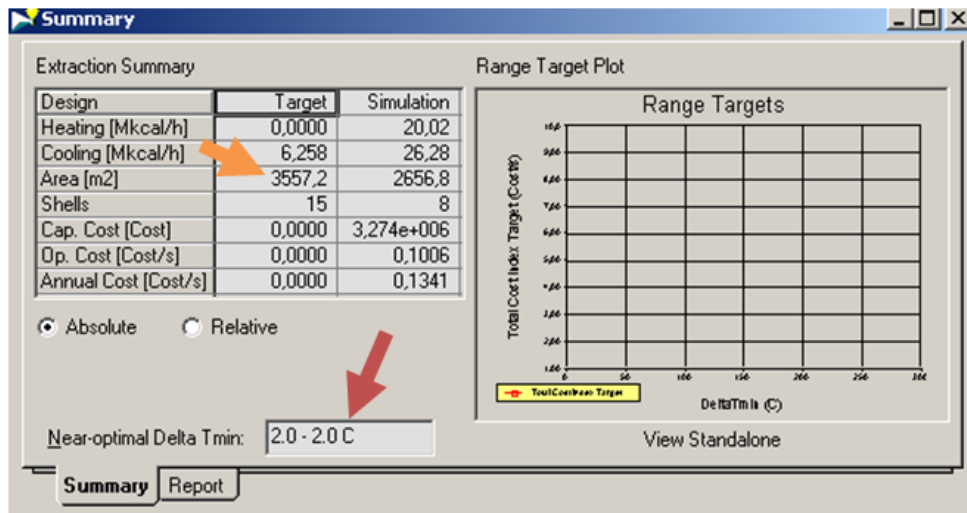
<sup>(2)</sup> Designação das correntes de acordo com as suas condições inicial e final do processo de aquecimento (frias) ou arrefecimento (quentes). Por exemplo, a corrente 9 é representada nas suas temperatura e pressão iniciais como 9ENT, e como 9SAI nos seus respectivos valores finais, aplicando-se a mesma terminologia às outras correntes .

Pode-se concluir que o método que apresenta menores desvios (sobretudo nas variações de entalpia, que é o mais importante para o método *Pinch*) é o Grayson-Streed.

## B.2 – Diferenças entre as versões 7.0 e 7.2: $\Delta T_{\min}$ e área de permuta

A seguinte figura (A.1) evidencia duas diferenças básicas entre as duas versões utilizadas: área objectivo (*target*) de permuta de calor e a gama óptima de  $\Delta T_{\min}$ .

### Energy Analyser 7.0:



### Energy Analyser 7.2:

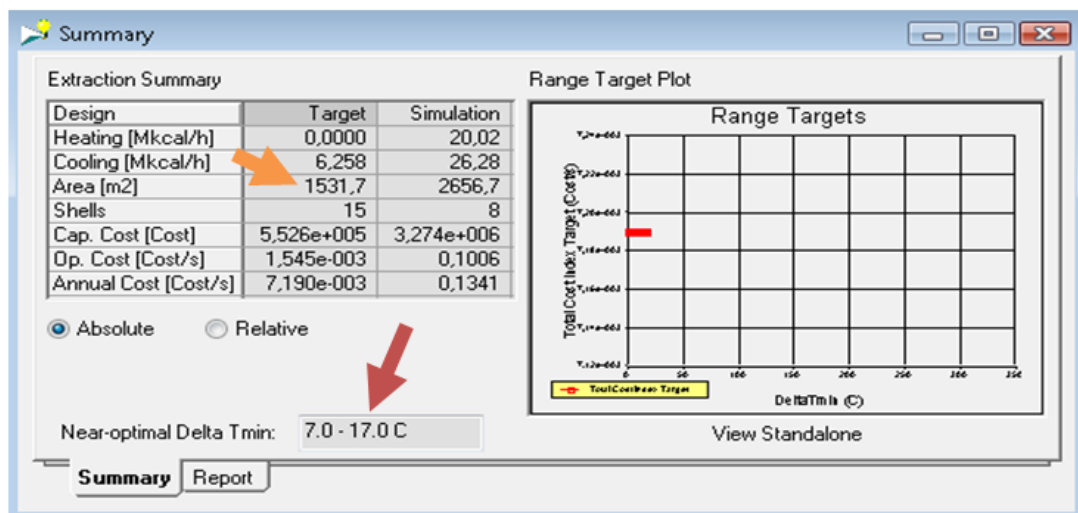


Figura B.1- Comparação entre a gama de  $\Delta T_{\min}$  óptimo e área de permuta de calor (versões 7.0 e 7.2)

### B.3 – Comparação entre as versões 7.0 e 7.2 e a Cascata de Calor

A seguinte tabela revela as diferenças entre as respostas, para o mesmo *input* de dados, geradas pelas duas versões do *software*, podendo ser comparadas com os valores obtidos pelo método da Cascata de Calor. Também se explorou a variável segmentação das correntes (importante sobretudo para as que sofrem mudança de fase). Nesta tabela, as colunas referenciadas como “*COM SEGMENTAÇÃO*” incluem sem discriminação ambas as versões, dado serem praticamente coincidentes os valores resultantes; ou seja, a imposição de segmentação das correntes não implica resultados diversos dependendo da versão utilizada.

Tabela B-1 – Diferenças entre as versões Energy Analyser e a Cascata de Calor

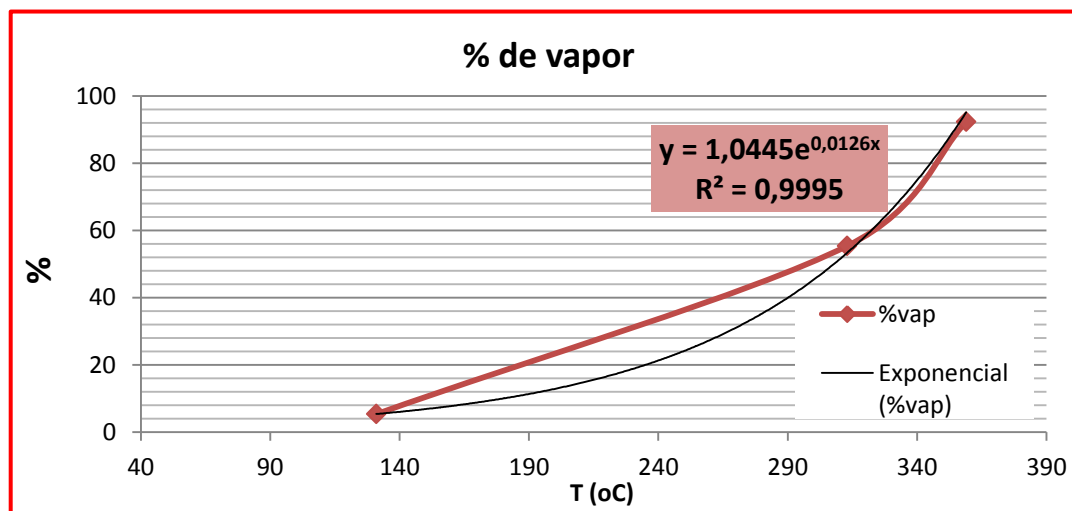
$\Delta T_{\min}$ (°C)	Energy Analyser (ASPEN)												Cascata de Calor			
	SEM SEGMENTAÇÃO								COM SEGMENTAÇÃO							
	AQ. (Gcal/h)		ARR. (Gcal/h)		$T_{Qpinch}$ (°C)		$T_{Fpinch}$ (°C)		AQ. (Gcal/h)	ARR. (Gcal/h)	$T_{Qpinch}$ (°C)	$T_{Fpinch}$ (°C)	AQ. (Gcal/h)	ARR. (Gcal/h)	$T_{Qpinch}$ (°C)	$T_{Fpinch}$ (°C)
	v. 7.0	v. 7.2	v. 7.0	v. 7.2	v. 7.0	v. 7.2	v. 7.0	v. 7.2								
5	0	0	6,25	6,26	---	400 / 359	---	395 / 354	0	6,42	---	---	0	6,13	---	---
10	0	0	6,25	6,26	---	400 / 359	---	390 / 349	0	6,42	---	---	0	5,87	---	---
15	0	0	6,25	6,26	---	400 / 359	---	385 / 344	0	6,42	---	---	0	5,59	---	---
20	0,18	0	6,43	6,26	283 / 50	400 / 359	263 / 30	380 / 339	0	6,42	---	---	0,29	5,60	250	230
25	0,47	0,26	6,72	6,52	288 / 55	359	263 / 30	334	0,29	6,71	359 / 55	334 / 30	0,06	5,74	250	225
30	0,75	0,60	7,00	6,86	293 / 60	359	263 / 30	329	0,65	7,07	359 / 60	329 / 30	0	6,20	---	---
40	1,45	1,26	7,70	7,52	353 / 70	359	313 / 30	319	1,38	7,80	359 / 70	319 / 30	0	7,27	---	---
45	1,81	1,59	8,06	7,85	358	359	313	314	1,74	8,16	359 / 75	314 / 30	0	7,82	---	---

## **Anexo C – Gráficos de variações entálpicas e exemplo de cálculo**

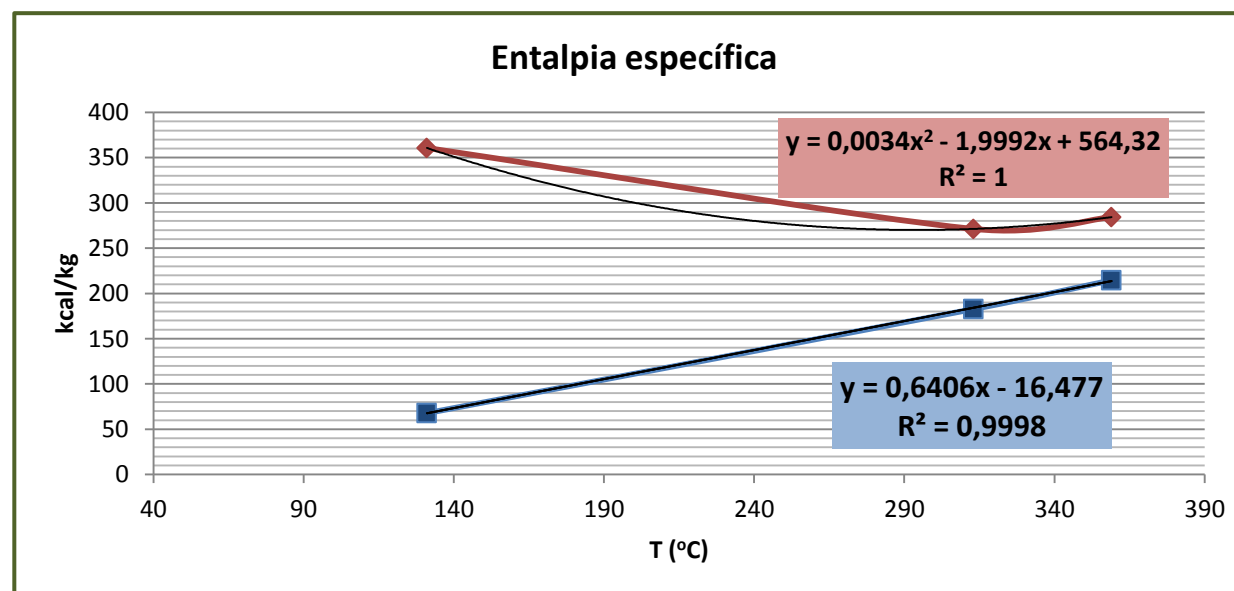


## C.1 – Corrente 13

T (°C)	%vap
131	5,4
313	55,4
359	92,3

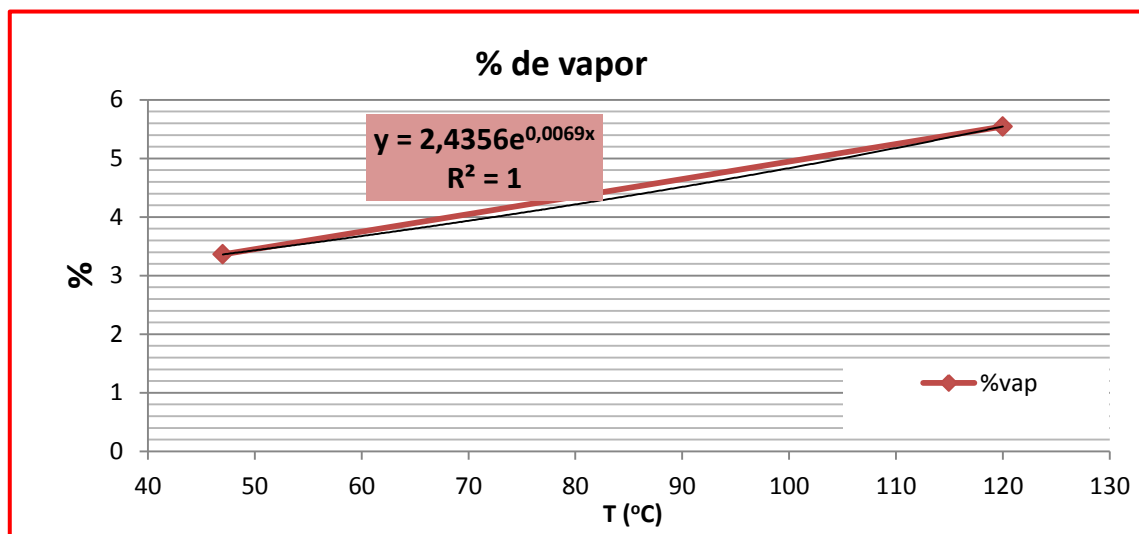


T (°C)	H <sub>Vesp</sub>	H <sub>Lesp</sub>
131	360,7	67,7
313	271,3	182,7
359	284,3	214,5

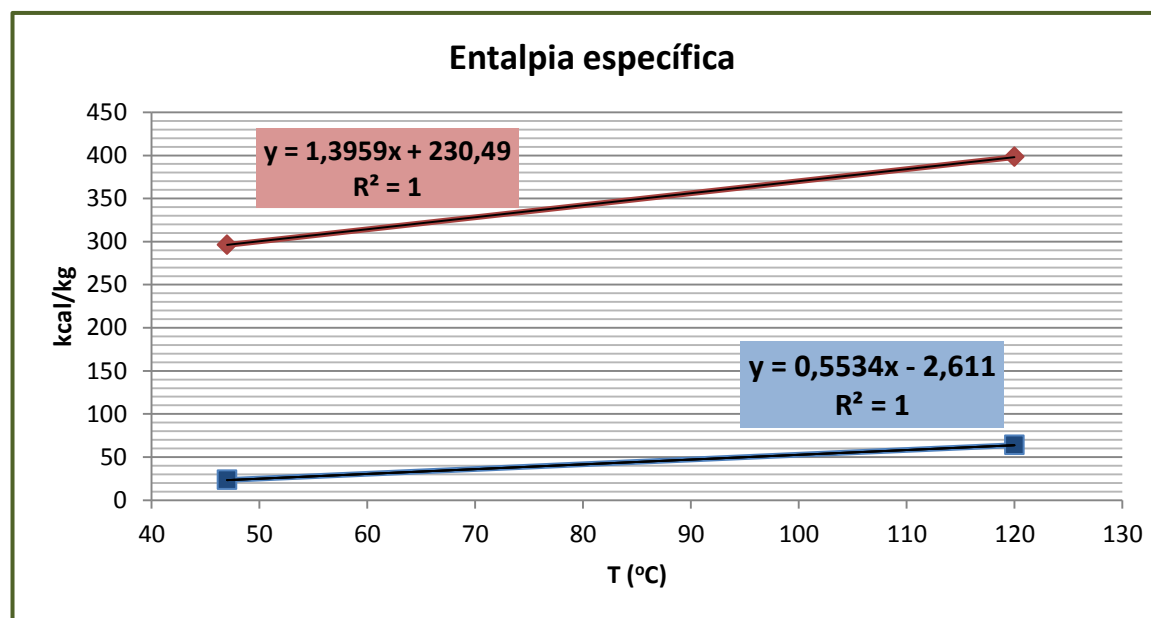


## C.2 – Corrente 17

T (°C)	%vap
47	3,4
120	5,5

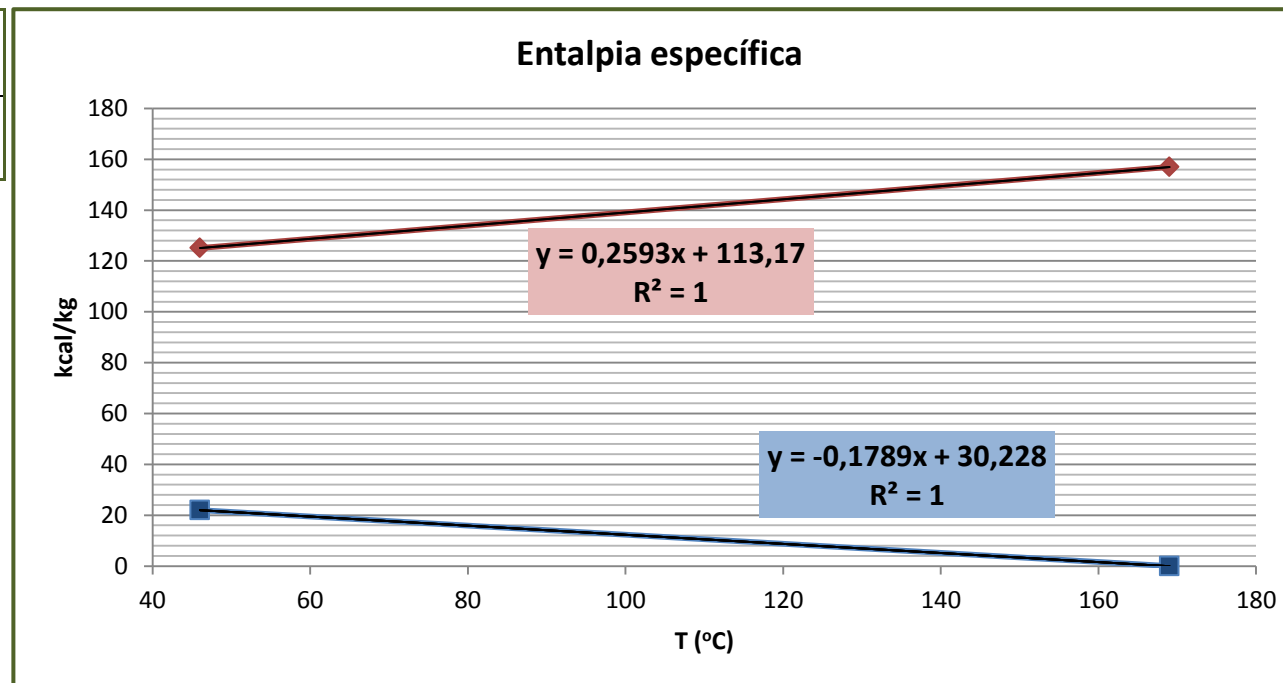


T (°C)	H <sub>Vesp</sub>	H <sub>Lesp</sub>
47	296,1	23,4
120	398,0	63,8



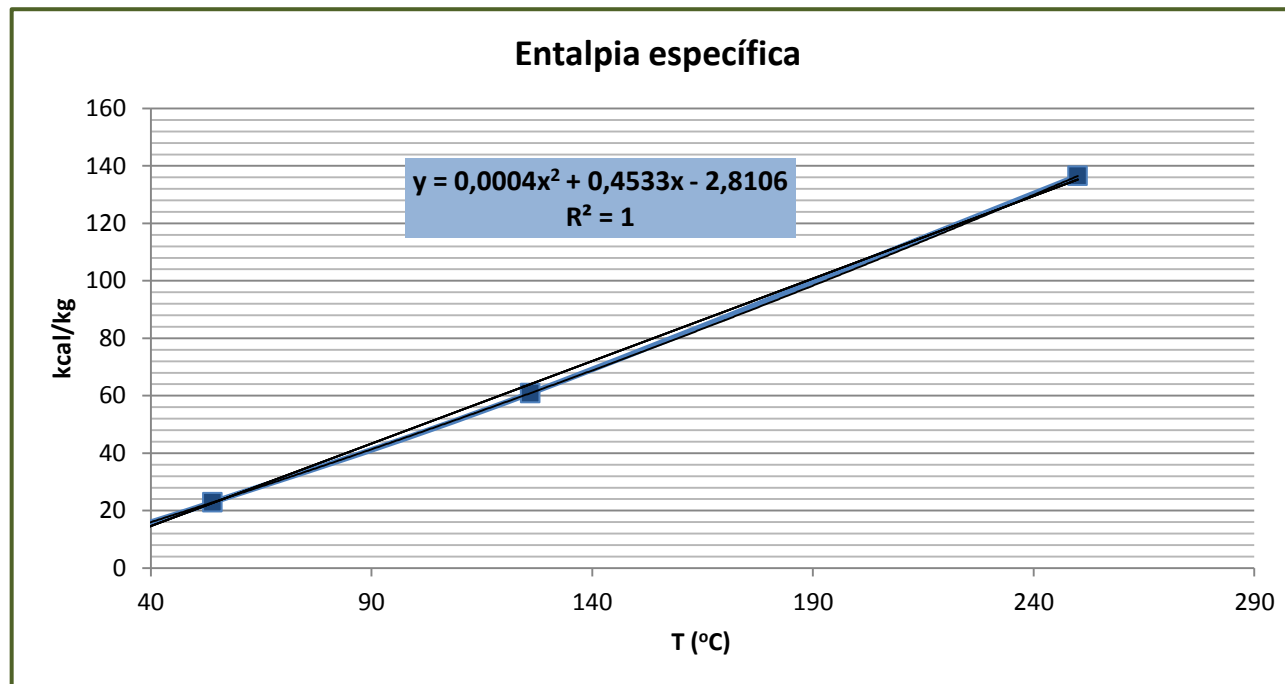
**C.3 – Corrente 30**

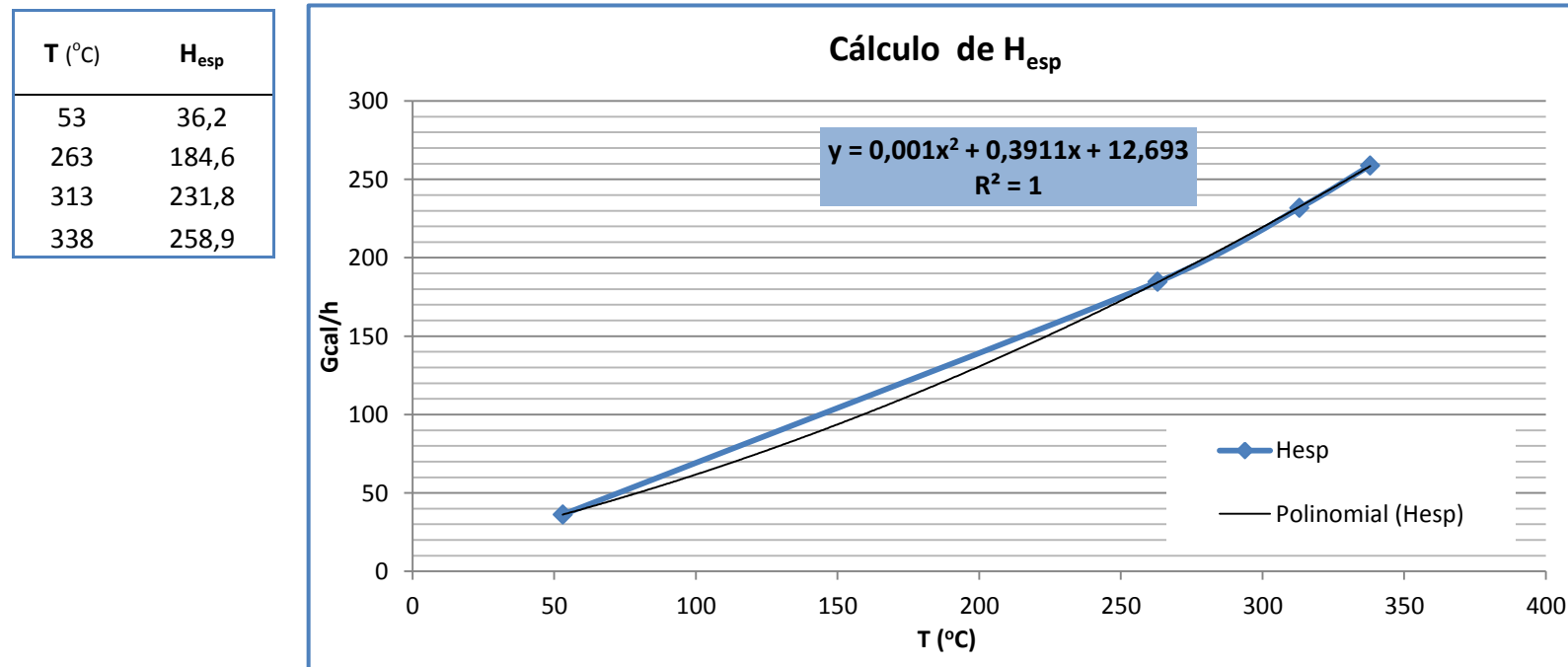
T (°C)	H <sub>Vesp</sub>	H <sub>Lesp</sub>
46	125,1	22,0
169	157,0	0,0



**C.4 – Corrente 38**

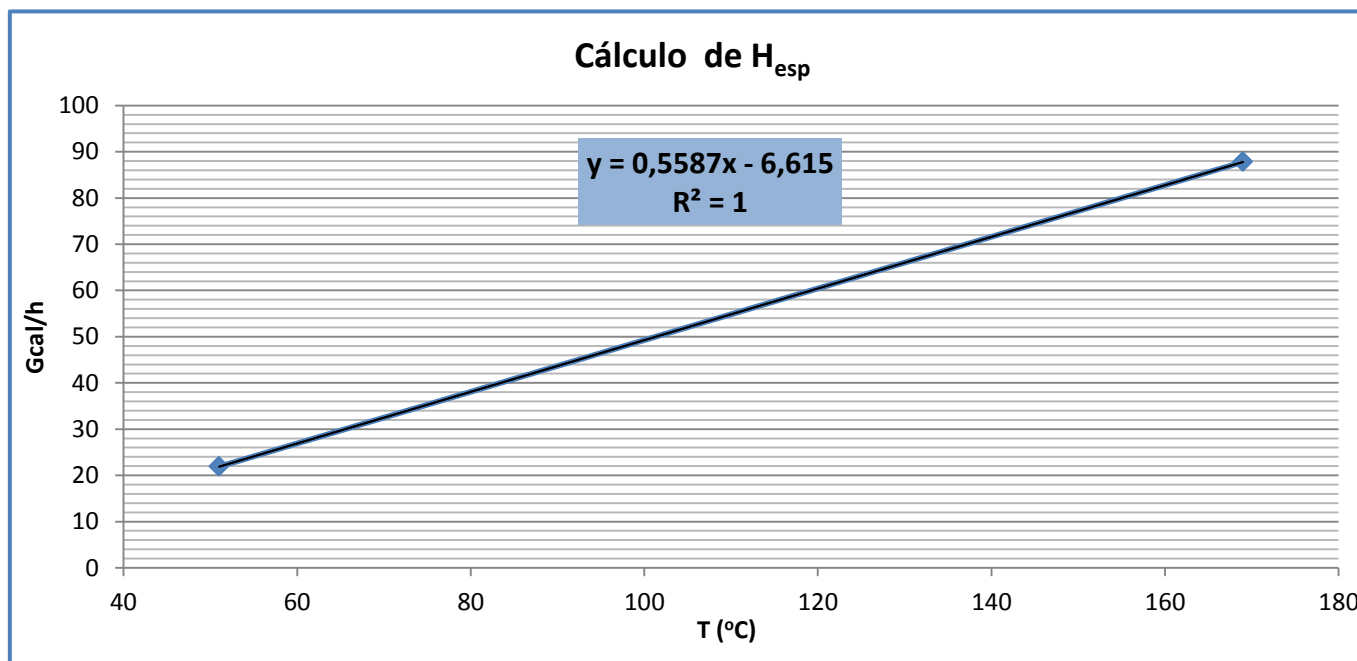
T (°C)	H <sub>Vesp</sub>	H <sub>Lesp</sub>
38	0,0	15,0
54	0,0	22,9
126	0,0	60,9
250	0,0	136,5



**C.5 – Corrente 9**

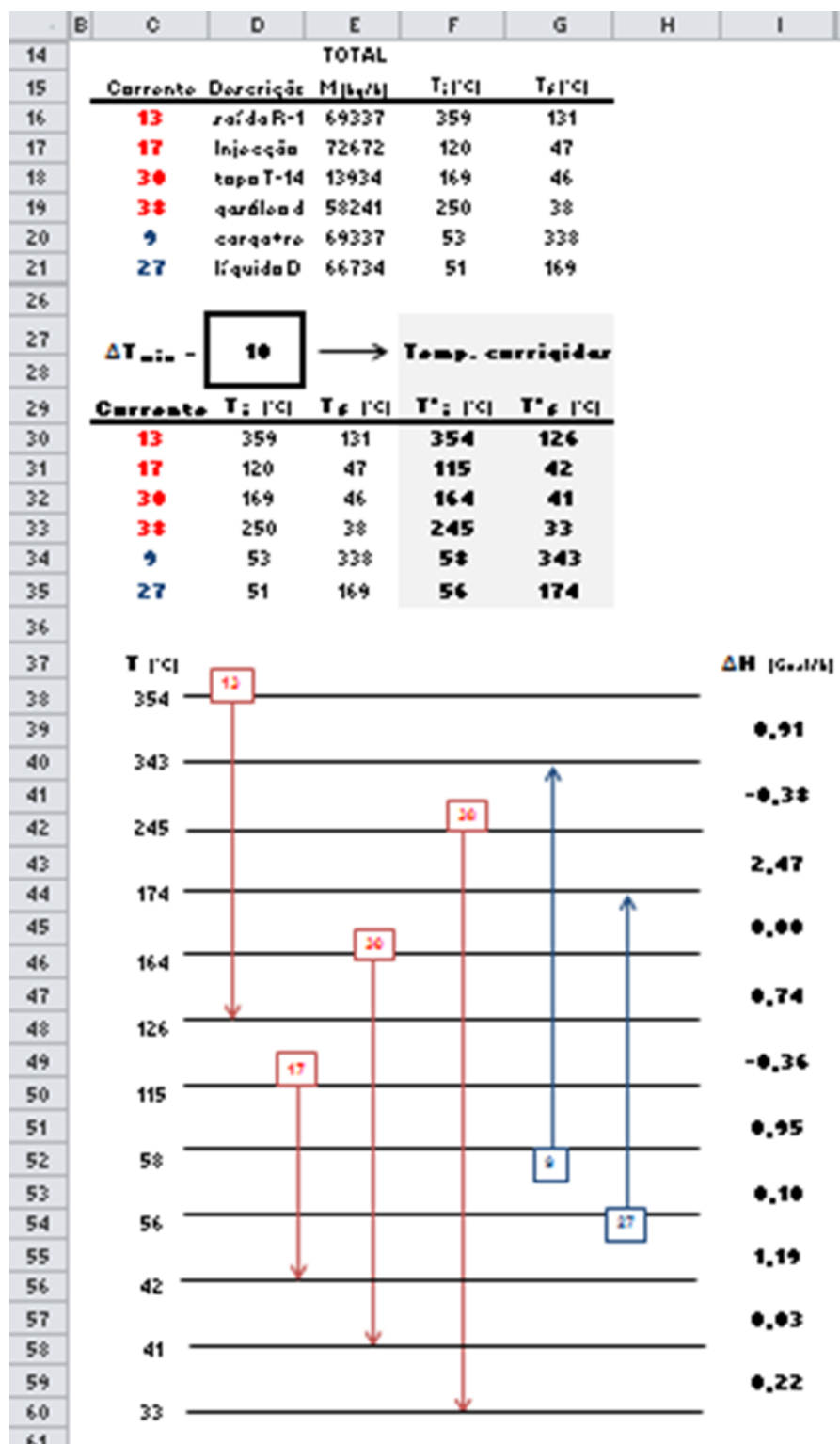
**C.6 – Corrente 27**

T (°C)	H <sub>esp</sub>
51	21,9
169	87,8



**C.7– Exemplo de cálculo ( $\Delta T_{\min} = 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ )**

Folha de cálculo “Integração” (Páginas 102 e 103):



$\Delta H$ (Gcal/h)	
0,91	$=('Corrente\ 13'!Z4-'Corrente\ 13'!Z5)*Integração!\$E\$16/1000000$
-0,38	$=('Corrente\ 13'!Z5-'Corrente\ 13'!Z6)*Integração!\$E\$16/1000000-('Corrente\ 9'!AB4-'Corrente\ 9'!AB5)*Integração!\$E\$20/1000000$
2,47	$=('Corrente\ 13'!Z6-'Corrente\ 13'!Z7)*Integração!\$E\$16/1000000+('Corrente\ 38'!AA4-'Corrente\ 38'!AA5)*Integração!\$E\$19/1000000-('Corrente\ 9'!AB5-'Corrente\ 9'!AB6)*Integração!\$E\$20/1000000$
0,00	$=('Corrente\ 13'!Z7-'Corrente\ 13'!Z8)*Integração!\$E\$16/1000000+('Corrente\ 38'!AA5-'Corrente\ 38'!AA6)*Integração!\$E\$19/1000000-('Corrente\ 9'!AB6-'Corrente\ 9'!AB7)*Integração!\$E\$20/1000000 ('Corrente\ 27'!AB4-'Corrente\ 27'!AB5) Integração!$
0,74	$=('Corrente\ 13'!Z8-'Corrente\ 13'!Z9)*Integração!\$E\$16/1000000+('Corrente\ 30'!Y4-'Corrente\ 30'!Y5)*Integração!\$E\$18/1000000+('Corrente\ 38'!AA6-'Corrente\ 38'!AA7)*Integração!\$E\$19/1000000 ('Corrente\ 9'!AB7-'Corrente\ 9'!AB8) Integração!$
-0,36	$=('Corrente\ 30'!Y5-'Corrente\ 30'!Y6)*Integração!\$E\$18/1000000+('Corrente\ 38'!AA7-'Corrente\ 38'!AA8)*Integração!\$E\$19/1000000-('Corrente\ 9'!AB8-'Corrente\ 9'!AB9)*Integração!\$E\$20/1000000 ('Corrente\ 27'!AB6-'Corrente\ 27'!AB7) Integração!$
0,95	$=('Corrente\ 17'!Y4-'Corrente\ 17'!Y5)*Integração!\$E\$17/1000000+('Corrente\ 30'!Y6-'Corrente\ 30'!Y7)*Integração!\$E\$18/1000000+('Corrente\ 38'!AA8-'Corrente\ 38'!AA9)*Integração!\$E\$19/1000000 ('Corrente\ 9'!AB9-'Corrente\ 9'!AB10) Integração!$
0,10	$=('Corrente\ 17'!Y5-'Corrente\ 17'!Y6)*Integração!\$E\$17/1000000+('Corrente\ 30'!Y7-'Corrente\ 30'!Y8)*Integração!\$E\$18/1000000+('Corrente\ 38'!AA9-'Corrente\ 38'!AA10)*Integração!\$E\$19/1000000 ('Corrente\ 27'!AB8-'Corrente\ 27'!AB9) Integração!$
1,19	$=('Corrente\ 17'!Y6-'Corrente\ 17'!Y7)*Integração!\$E\$17/1000000+('Corrente\ 30'!Y8-'Corrente\ 30'!Y9)*Integração!\$E\$18/1000000+('Corrente\ 38'!AA10-'Corrente\ 38'!AA11)*Integração!\$E\$19/1000000$
0,03	$=('Corrente\ 30'!Y9-'Corrente\ 30'!Y10)*Integração!\$E\$18/1000000+('Corrente\ 38'!AA11-'Corrente\ 38'!AA12)*Integração!\$E\$19/1000000$
0,22	$=('Corrente\ 38'!AA12-'Corrente\ 38'!AA13)*Integração!\$E\$19/1000000$



	V	W	X	Y	Z
1					
2	<b>CORRENTE 13</b>				
3	<i>T (°C)</i>	<i>%vap</i>	<i>H<sub>v esp</sub></i>	<i>H<sub>l esp</sub></i>	<i>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</i>
4	354	90,4	282,7	210,3	275,7
5	343	78,7	278,6	203,2	262,5
6	245	22,9	278,6	140,5	172,1
7	174	9,4	319,4	95,0	116,0
8	164	8,2	327,9	88,6	108,3
9	126	5,1	366,4	64,2	79,7

Folha de cálculo "Integração"

	T	U	V	W	X	Y	Z
1							
2	<b>CORRENTE 13</b>						
3	<i>T (°C)</i>	<i>%vap</i>	<i>H<sub>v esp</sub></i>	<i>H<sub>l esp</sub></i>	<i>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</i>		
4	354	90,4	282,7	210,3	275,7		
5	343	78,7	278,6	203,2	262,5		
6	245	22,9	278,6	140,5	172,1		
7	174	9,4	319,4	95,0	116,0		
8	164	8,2	327,9	88,6	108,3		
9	126	5,1	366,4	64,2	79,7		

	V	W	X	Y	Z
1					
2	<b>CORRENTE 13</b>				
3	<i>T (°C)</i>	<i>%vap</i>	<i>H<sub>v esp</sub></i>	<i>H<sub>l esp</sub></i>	<i>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</i>
4	=Integração!C38	=SE(1,0445*EXP(0,0126*V4)>100;100;1,0445*EXP(0,0126*V4))	=0,0034*V4^2-1,9992*V4+564,32	=0,6406*V4-16,477	=(X4*W4/100+Y4*(100-W4)/100)
5	=Integração!C40	=SE(1,0445*EXP(0,0126*V5)>100;100;1,0445*EXP(0,0126*V5))	=0,0034*V5^2-1,9992*V5+564,32	=0,6406*V5-16,477	=(X5*W5/100+Y5*(100-W5)/100)
6	=Integração!C42	=SE(1,0445*EXP(0,0126*V6)>100;100;1,0445*EXP(0,0126*V6))	=0,0034*V6^2-1,9992*V6+564,32	=0,6406*V6-16,477	=(X6*W6/100+Y6*(100-W6)/100)
7	=Integração!C44	=SE(1,0445*EXP(0,0126*V7)>100;100;1,0445*EXP(0,0126*V7))	=0,0034*V7^2-1,9992*V7+564,32	=0,6406*V7-16,477	=(X7*W7/100+Y7*(100-W7)/100)
8	=Integração!C46	=SE(1,0445*EXP(0,0126*V8)>100;100;1,0445*EXP(0,0126*V8))	=0,0034*V8^2-1,9992*V8+564,32	=0,6406*V8-16,477	=(X8*W8/100+Y8*(100-W8)/100)
9	=Integração!C48	=SE(1,0445*EXP(0,0126*V9)>100;100;1,0445*EXP(0,0126*V9))	=0,0034*V9^2-1,9992*V9+564,32	=0,6406*V9-16,477	=(X9*W9/100+Y9*(100-W9)/100)

	V	W	X	Y	Z	AB
1						
2		CORRENTE 9				
3		T (°C)	%vap	Hv <sub>esp</sub>	HI <sub>esp</sub>	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)
4		343	66,3	278,1	200,6	264,5
5		245	24,2	297,2	141,2	168,5
6		174	11,6	310,2	98,1	111,0
7		164	10,5	312,0	92,1	103,7
8		126	7,1	318,6	69,1	77,8
9		115	6,3	320,5	62,4	70,9
10		58	3,5	330,0	27,8	38,7

Folha de cálculo "Integração"

	U	V	W	X	Y	Z	AB
1							
2			CORRENTE 9				
3			T (°C)	%vap	Hv <sub>esp</sub>	HI <sub>esp</sub>	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)
4			343	66,3	278,1	200,6	264,5
5			245	24,2	297,2	141,2	168,5
6			174	11,6	310,2	98,1	111,0
7			164	10,5	312,0	92,1	103,7
8			126	7,1	318,6	69,1	77,8
9			115	6,3	320,5	62,4	70,9
10			58	3,5	330,0	27,8	38,7

	W	X	Y	Z	AA	AB
1						
2	CORRENTE 9					
3	T (°C)	%vap	Hv <sub>esp</sub>	HI <sub>esp</sub>	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)
4	=Integração!C40	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W4)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W4))	=0,00007*W4^2-0,1542*W4+339,19	=0,606*W4-7,30	=(Y4*X4/100+Z4*(100-X4)/100)	=0,001*W4^2+0,3911*W4+12,693
5	=Integração!C42	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W5)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W5))	=0,00007*W5^2-0,1542*W5+339,19	=0,606*W5-7,30	=(Y5*X5/100+Z5*(100-X5)/100)	=0,001*W5^2+0,3911*W5+12,693
6	=Integração!C44	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W6)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W6))	=0,00007*W6^2-0,1542*W6+339,19	=0,606*W6-7,30	=(Y6*X6/100+Z6*(100-X6)/100)	=0,001*W6^2+0,3911*W6+12,693
7	=Integração!C46	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W7)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W7))	=0,00007*W7^2-0,1542*W7+339,19	=0,606*W7-7,30	=(Y7*X7/100+Z7*(100-X7)/100)	=0,001*W7^2+0,3911*W7+12,693
8	=Integração!C48	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W8)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W8))	=0,00007*W8^2-0,1542*W8+339,19	=0,606*W8-7,30	=(Y8*X8/100+Z8*(100-X8)/100)	=0,001*W8^2+0,3911*W8+12,693
9	=Integração!C50	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W9)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W9))	=0,00007*W9^2-0,1542*W9+339,19	=0,606*W9-7,30	=(Y9*X9/100+Z9*(100-X9)/100)	=0,001*W9^2+0,3911*W9+12,693
10	=Integração!C52	=SE(1,9387*EXP(0,0103*W10)>100;100;1,9387*EXP(0,0103*W10))	=0,00007*W10^2-0,1542*W10+339,19	=0,606*W10-7,30	=(Y10*X10/100+Z10*(100-X10)/100)	=0,001*W10^2+0,3911*W10+12,693

	V	W	X	Y	Z	AA
1						
2		<b>CORRENTE 38</b>				
3		<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>HI<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>
4		245	0,0	0,0	132,3	132,3
5		174	0,0	0,0	88,2	88,2
6		164	0,0	0,0	82,3	82,3
7		126	0,0	0,0	60,7	60,7
8		115	0,0	0,0	54,6	54,6
9		58	0,0	0,0	24,8	24,8
10		56	0,0	0,0	23,8	23,8
11		42	0,0	0,0	16,9	16,9
12		41	0,0	0,0	16,4	16,4
13		33	0,0	0,0	12,6	12,6

Folha de cálculo "Integração"

	U	V	W	X	Y	Z	AA
1							
2			<b>CORRENTE 38</b>				
3			<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>HI<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>
4			245	0,0	0,0	132,3	132,3
5			174	0,0	0,0	88,2	88,2
6			164	0,0	0,0	82,3	82,3
7			126	0,0	0,0	60,7	60,7
8			115	0,0	0,0	54,6	54,6
9			58	0,0	0,0	24,8	24,8
10			56	0,0	0,0	23,8	23,8
11			42	0,0	0,0	16,9	16,9
12			41	0,0	0,0	16,4	16,4
13			33	0,0	0,0	12,6	12,6

	W	X	Y	Z	AA
1					
2		<b>CORRENTE 38</b>			
3		<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>
4	=Integração!C42	0	0	=0,0004*W4^2+0,4533*W4-2,8106	=(Y4*X4/100+Z4*(100-X4)/100)
5	=Integração!C44	0	0	=0,0004*W5^2+0,4533*W5-2,8106	=(Y5*X5/100+Z5*(100-X5)/100)
6	=Integração!C46	0	0	=0,0004*W6^2+0,4533*W6-2,8106	=(Y6*X6/100+Z6*(100-X6)/100)
7	=Integração!C48	0	0	=0,0004*W7^2+0,4533*W7-2,8106	=(Y7*X7/100+Z7*(100-X7)/100)
8	=Integração!C50	0	0	=0,0004*W8^2+0,4533*W8-2,8106	=(Y8*X8/100+Z8*(100-X8)/100)
9	=Integração!C52	0	0	=0,0004*W9^2+0,4533*W9-2,8106	=(Y9*X9/100+Z9*(100-X9)/100)
10	=Integração!C54	0	0	=0,0004*W10^2+0,4533*W10-2,8106	=(Y10*X10/100+Z10*(100-X10)/100)
11	=Integração!C56	0	0	=0,0004*W11^2+0,4533*W11-2,8106	=(Y11*X11/100+Z11*(100-X11)/100)
12	=Integração!C58	0	0	=0,0004*W12^2+0,4533*W12-2,8106	=(Y12*X12/100+Z12*(100-X12)/100)
13	=Integração!C60	0	0	=0,0004*W13^2+0,4533*W13-2,8106	=(Y13*X13/100+Z13*(100-X13)/100)

	V	W	X	Y	Z	AB
1						
2		CORRENTE 27				
3		T (°C)	%vap	Hv <sub>esp</sub>	Hl <sub>esp</sub>	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)
4		174	1,6	164,3	89,3	90,6
5		164	1,5	165,1	83,9	85,0
6		126	1,0	168,1	63,0	63,8
7		115	0,8	169,0	57,0	57,6
8		58	0,1	173,5	25,7	25,8
9		56	0,1	173,6	24,6	24,7
10		42	-0,1	174,7	16,9	16,9

	U	V	W	X	Y	Z	AB
1							
2			CORRENTE 27				
3			T (°C)	%vap	Hv <sub>esp</sub>	Hl <sub>esp</sub>	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)
4			174	1,6	164,3	89,3	90,6
5			164	1,5	165,1	83,9	85,0
6			126	1,0	168,1	63,0	63,8
7			115	0,8	169,0	57,0	57,6
8			58	0,1	173,5	25,7	25,8
9			56	0,1	173,6	24,6	24,7
10			42	-0,1	174,7	16,9	16,9

Folha de cálculo "Integração"

	W	X	Y	Z	AA	AB
1						
2		CORRENTE 27				
3		T (°C)	%vap	Hv <sub>esp</sub>	Hl <sub>esp</sub>	H <sub>esp</sub> (kcal/kg)
4	=Integração!C44	=SE(0,0131*W4-0,6662>100;100;0,0131*W4-0,6662)	=-0,0786*W4+178,01	=0,5485*W4-6	=(Y4*X4/100+Z4*(100-X4)/100)	=0,5587*W4-6,615
5	=Integração!C46	=SE(0,0131*W5-0,6662>100;100;0,0131*W5-0,6662)	=-0,0786*W5+178,01	=0,5485*W5-6	=(Y5*X5/100+Z5*(100-X5)/100)	=0,5587*W5-6,615
6	=Integração!C48	=SE(0,0131*W6-0,6662>100;100;0,0131*W6-0,6662)	=-0,0786*W6+178,01	=0,5485*W6-6	=(Y6*X6/100+Z6*(100-X6)/100)	=0,5587*W6-6,615
7	=Integração!C50	=SE(0,0131*W7-0,6662>100;100;0,0131*W7-0,6662)	=-0,0786*W7+178,01	=0,5485*W7-6	=(Y7*X7/100+Z7*(100-X7)/100)	=0,5587*W7-6,615
8	=Integração!C52	=SE(0,0131*W8-0,6662>100;100;0,0131*W8-0,6662)	=-0,0786*W8+178,01	=0,5485*W8-6	=(Y8*X8/100+Z8*(100-X8)/100)	=0,5587*W8-6,615
9	=Integração!C54	=SE(0,0131*W9-0,6662>100;100;0,0131*W9-0,6662)	=-0,0786*W9+178,01	=0,5485*W9-6	=(Y9*X9/100+Z9*(100-X9)/100)	=0,5587*W9-6,615
10	=Integração!C56	=SE(0,0131*W10-0,6662>100;100;0,0131*W10-0,6662)	=-0,0786*W10+178,01	=0,5485*W10-6	=(Y10*X10/100+Z10*(100-X10)/100)	=0,5587*W10-6,615

	T	U	V	W	X	Y
1						
2	<b>CORRENTE 30</b>					
3	<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>Hl<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>	
4	164	96,1	155,7	0,9	149,6	
5	126	66,2	145,8	7,7	99,2	
6	115	57,6	143,0	9,7	86,5	
7	58	12,8	128,209	19,8518	33,8	
8	56	11,3	127,691	20,2096	32,3	
9	42	0,3	124,061	22,7142	23,0	
10	41	0,0	123,801	22,8931	22,9	

Folha de cálculo "Integração"

	S	T	U	V	W	X	Y
1							
2							
3							
4			164	96,1	155,7	0,9	149,6
5			126	66,2	145,8	7,7	99,2
6			115	57,6	143,0	9,7	86,5
7			58	12,8	128,209	19,8518	33,8
8			56	11,3	127,691	20,2096	32,3
9			42	0,3	124,061	22,7142	23,0
10			41	0,0	123,801	22,8931	22,9

	U	V	W	X	Y
1					
2	<b>CORRENTE 30</b>				
3	<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>Hl<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>
4	=Integração!C46	=SE(0,7852*U4-32,695>100;100;SE(0,7852*U4-32,695<0;0;0,7852*U4-32,695))	=0,2593*U4+113,17	=-0,1789*U4+30,228	=(W4*V4/100+X4*(100-V4)/100)
5	=Integração!C48	=SE(0,7852*U5-32,695>100;100;SE(0,7852*U5-32,695<0;0;0,7852*U5-32,695))	=0,2593*U5+113,17	=-0,1789*U5+30,228	=(W5*V5/100+X5*(100-V5)/100)
6	=Integração!C50	=SE(0,7852*U6-32,695>100;100;SE(0,7852*U6-32,695<0;0;0,7852*U6-32,695))	=0,2593*U6+113,17	=-0,1789*U6+30,228	=(W6*V6/100+X6*(100-V6)/100)
7	=Integração!C52	=SE(0,7852*U7-32,695>100;100;SE(0,7852*U7-32,695<0;0;0,7852*U7-32,695))	=0,2593*U7+113,17	=-0,1789*U7+30,228	=(W7*V7/100+X7*(100-V7)/100)
8	=Integração!C54	=SE(0,7852*U8-32,695>100;100;SE(0,7852*U8-32,695<0;0;0,7852*U8-32,695))	=0,2593*U8+113,17	=-0,1789*U8+30,228	=(W8*V8/100+X8*(100-V8)/100)
9	=Integração!C56	=SE(0,7852*U9-32,695>100;100;SE(0,7852*U9-32,695<0;0;0,7852*U9-32,695))	=0,2593*U9+113,17	=-0,1789*U9+30,228	=(W9*V9/100+X9*(100-V9)/100)
10	=Integração!C58	=SE(0,7852*U10-32,695>100;100;SE(0,7852*U10-32,695<0;0;0,7852*U10-32,695))	=0,2593*U10+113,17	=-0,1789*U10+30,228	=(W10*V10/100+X10*(100-V10)/100)



	T	U	V	W	X	Y
1						
2	<b>CORRENTE 17</b>					
3	<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>HI<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>	
4	115	5,4	391,0	61,0	78,8	
5	58	3,6	311,5	29,5	39,7	
6	56	3,6	308,7	28,4	38,4	
7	42	3,3	289,1	20,6	29,4	

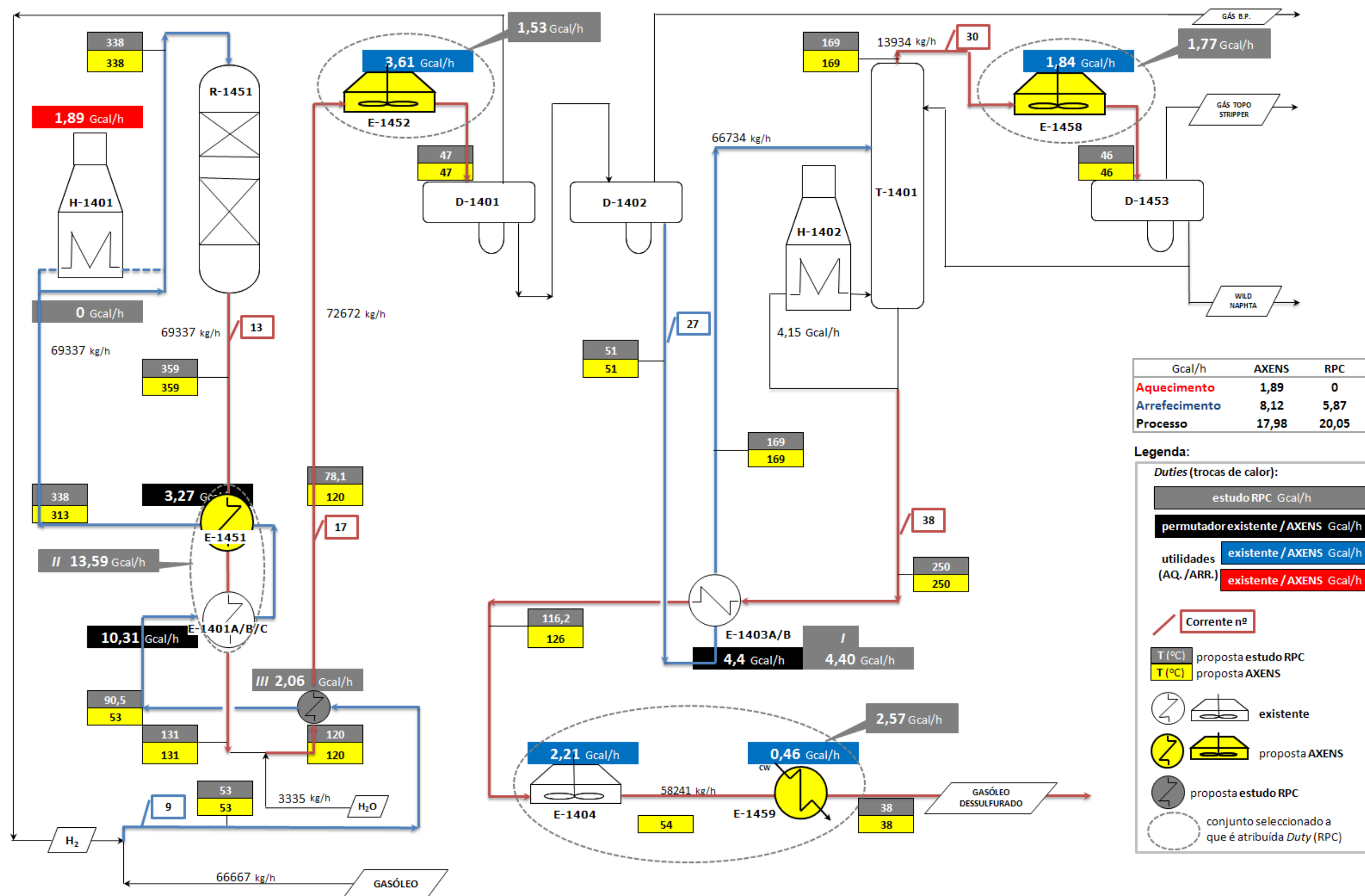
Folha de cálculo "Integração"

	S	T	U	V	W	X	Y
1							
2							
3							
4							
5							
6							
7							

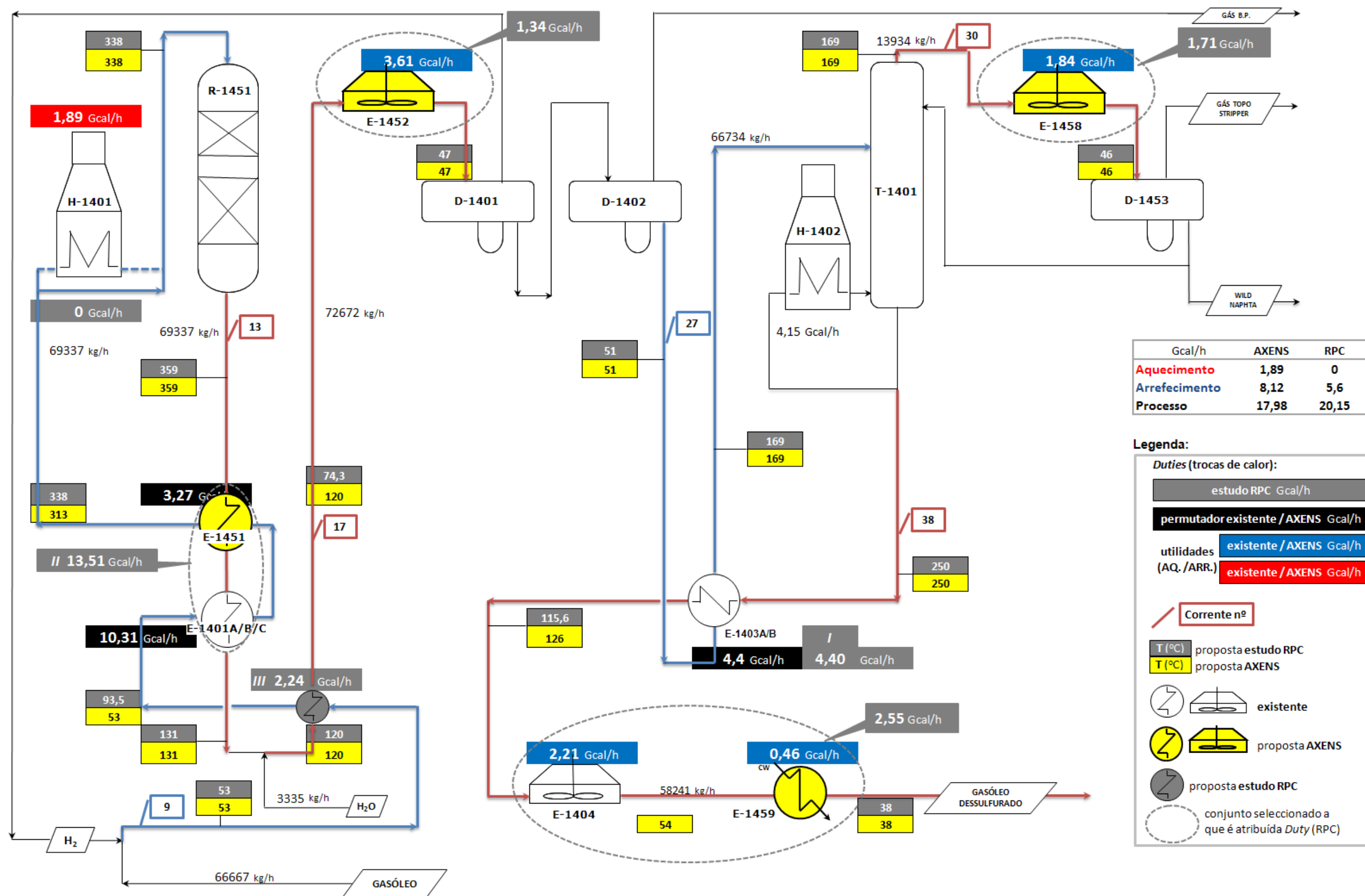
	<b>CORRENTE 17</b>					
	<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>HI<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>	
	115	5,4	391,0	61,0	78,8	
	58	3,6	311,5	29,5	39,7	
	56	3,6	308,7	28,4	38,4	
	42	3,3	289,1	20,6	29,4	

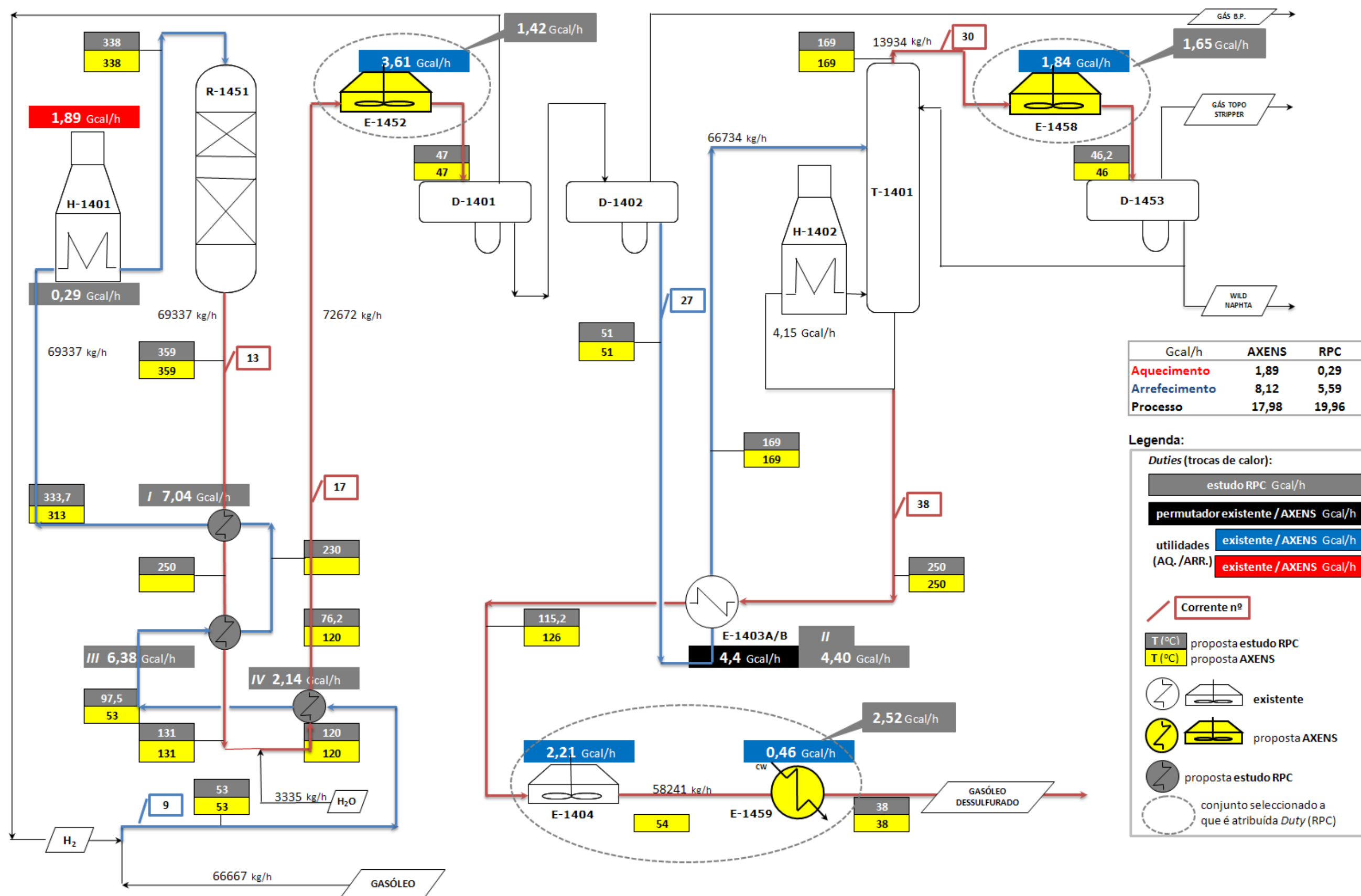
	U	V	W	X	Y
1					
2	<b>CORRENTE 17</b>				
3	<b>T (°C)</b>	<b>%vap</b>	<b>Hv<sub>esp</sub></b>	<b>HI<sub>esp</sub></b>	<b>H<sub>esp</sub> (kcal/kg)</b>
4	=Integração!C50	=SE(2,4356*EXP(0,0069*U4)>100;100;2,4356*EXP(0,0069*U4))	=1,3959*U4+230,49	=0,5534*U4-2,611	=(W4*V4/100+X4*(100-V4)/100)
5	=Integração!C52	=SE(2,4356*EXP(0,0069*U5)>100;100;2,4356*EXP(0,0069*U5))	=1,3959*U5+230,49	=0,5534*U5-2,611	=(W5*V5/100+X5*(100-V5)/100)
6	=Integração!C54	=SE(2,4356*EXP(0,0069*U6)>100;100;2,4356*EXP(0,0069*U6))	=1,3959*U6+230,49	=0,5534*U6-2,611	=(W6*V6/100+X6*(100-V6)/100)
7	=Integração!C56	=SE(2,4356*EXP(0,0069*U7)>100;100;2,4356*EXP(0,0069*U7))	=1,3959*U7+230,49	=0,5534*U7-2,611	=(W7*V7/100+X7*(100-V7)/100)

## **Anexo D – Fluxogramas da RPC (tamanho A3)**

Figura D-1 - Fluxograma resultante da integração energética, para  $\Delta T_{\min} = 10^\circ\text{C}$



Figura D-2 - Fluxograma resultante da integração energética, para  $\Delta T_{\min} = 15^\circ\text{C}$

Figura D-3 - Fluxograma resultante da integração energética, para  $\Delta T_{\min} = 20^\circ\text{C}$

## Anexo E – ASPEN *Exchanger Design & Rating* (EDR)

### E.1 – Janelas do EDR

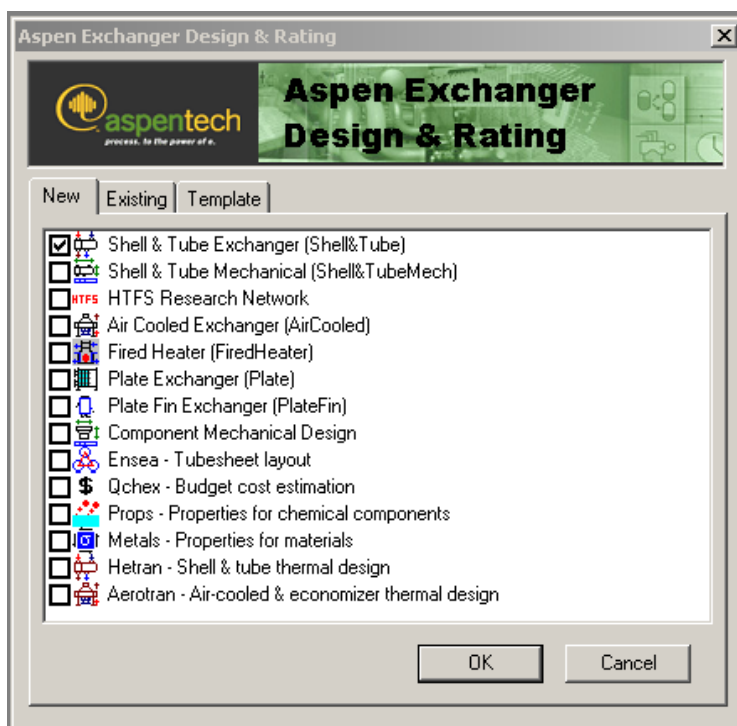


Figura E-1 – Escolha do tipo de permutador (carcaça e tubos)

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Fluid name	In	Out	In	Out
Fluid name	Corrente 17		Corrente 9	
Mass flow rate (total)	kg/h	72672	69337	
Temperature	C	120	53	93,5
Vapor mass fraction		0,0570701	0,0419752	0,0418135
Operating pressure (absolute)	kgf/cm2	49,674	49,643	62,828
Pressure at liquid surface in column			62,828	
Heat exchanged	Mkcal/h	2,24		
Adjust if over-specified		Outlet temperature	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,5	1	
Allowable pressure drop	bar	0,5	1	
Fouling resistance	ft <sup>2</sup> h°F/BTU	0,002	0,002	

Figura E-2 – Janela *Process Data*: 1) de 4.1


Errors (1)	Input (1)	Results (0)	Operation (0)	Notes/Advisory (7)	All (8)
Description					
	Input Error	1863	The hot stream heat load 2240000 kcal/h and the cold stream heat load 1685962 kcal/h are inconsistent, each differing from the mean load by 14,11217 percent. Differences above 10 percent are unacceptable.		

Figura E-3 – Mensagem de erro (situação não convergência): 1) de 4.1


Input (1)	Results (0)	Operation (2)	Notes/Advisory (12)	All (15)
Description				
	Input Warning	1864	The specified hot stream heat load 1800000 kcal/h and the cold stream heat load 1685962 kcal/h each differ from the balanced mean load 1742981 kcal/h by 3,271359 percent The program uses the mean heat load, and adjusts individual stream enthalpies to give the specified inlet and outlet conditions.	

Figura E-4 – Mensagem de aviso (situação de convergência): 1) de 4.1

✓ Process Data

		Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Fluid name		Corrente 17		Corrente 9	
		In	Out	In	Out
Mass flow rate (total)	kg/h	72672		69337	
Temperature	C	120	74,3	53	93,5
Vapor mass fraction		0,0570701	0,0419752	0,0356099	0,0418135
Operating pressure (absolute)	kgf/cm <sup>2</sup>	49,674	49,643	62,828	62,261
Pressure at liquid surface in column				62,828	
Heat exchanged	Mkcal/h	2,24			
Adjust if over-specified		Heat load		Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,5		1	
Allowable pressure drop	bar	0,5		1	
Fouling resistance	ft <sup>2</sup> *h*F/BTU	0,002		0,002	

Figura E-5 – Janela *Process Data*: 2) de 4.1


Errors (1)	Input (2)	Results (0)	Operation (0)	Notes/Advisory (4)	All (6)
Description					
	Input Error	1863	The hot stream heat load 2396758 kcal/h and the cold stream heat load 1685962 kcal/h are inconsistent, each differing from the mean load by 17,40987 percent. Differences above 10 percent are unacceptable.		

Figura E-6 – Mensagem de erro (situação não convergência): 2) de 4.1

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
Fluid name	Corrente 17		Corrente 9	
	In	Out	In	Out
Mass flow rate (total)	kg/h	72672	69337	
Temperature	C	120	53	97,5
Vapor mass fraction		0,0570701	0,0356099	0,0418135
Operating pressure (absolute)	kgf/cm2	49,674	62,828	62,261
Pressure at liquid surface in column			62,828	
Heat exchanged	Mkcal/h	2,05		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,5	1	
Allowable pressure drop	bar	0,5	1	
Fouling resistance	ft <sup>2</sup> *h*/BTU	0,002	0,002	

Figura E-7 – Janela **Process Data**: 2) de 4.1


Input (1)	Results (0)	Operation (1)	Notes/Advisory (12)	All (14)
<b>Description</b>				
 Input Warning 1864				
The specified hot stream heat load 2240175 kcal/h and the cold stream heat load 1858956 kcal/h each differ from the balanced mean load 2049565 kcal/h by 9,30001 percent The program uses the mean heat load, and adjusts individual stream enthalpies to give the specified inlet and outlet conditions.				

Figura E-8 – Mensagem de aviso (situação de convergência): 2) de 4.1

Shell&Tube

- Input
  - Problem Definition
  - Property Data
  - Exchanger Geometry
    - Geometry Summary**
    - Shell/Heads/Flanges/Tubesheet
    - Tubes
    - Baffles/Supports
    - Bundle Layout
    - Nozzles
    - Thermosiphon Piping
  - Construction Specifications
    - Materials of Construction
    - Design Specifications
  - Program Options
    - Design Options
    - Thermal Analysis
    - Methods/Correlations
    - Calculation Options
- Results
  - Input Summary
  - Result Summary
  - Thermal / Hydraulic Summary
  - Mechanical Summary
  - Calculation Details

✓ Geometry Tube Layout

Front head type: B - bonnet bolted or integral with tubesheet

Shell type: E - one pass shell

Rear head type: M - bonnet

Exchanger position: Vertical

**Shell(s)**

ID: 675 mm

OD: 723 mm

series: 1

parallel: 1

**Tubes**

Number: 604

Length: 5850 mm

OD: 19,05 mm

Thickness: 2,11 mm

**Tube Layout**

Use existing layout Tubes: 705

Tube Passes: 1

Pitch: 23,81 mm

Pattern: 30-Triangular

**Baffles**

Spacing (center-center): 165 mm

Spacing at inlet: 401,05 mm

Number: 31

Spacing at outlet: 321,9 mm

Type: Single segmental

Tubes in window: Yes

Orientation: Vertical

Cut(%d): 28,613

Figura E-9 – Janela **Geometry Summary**

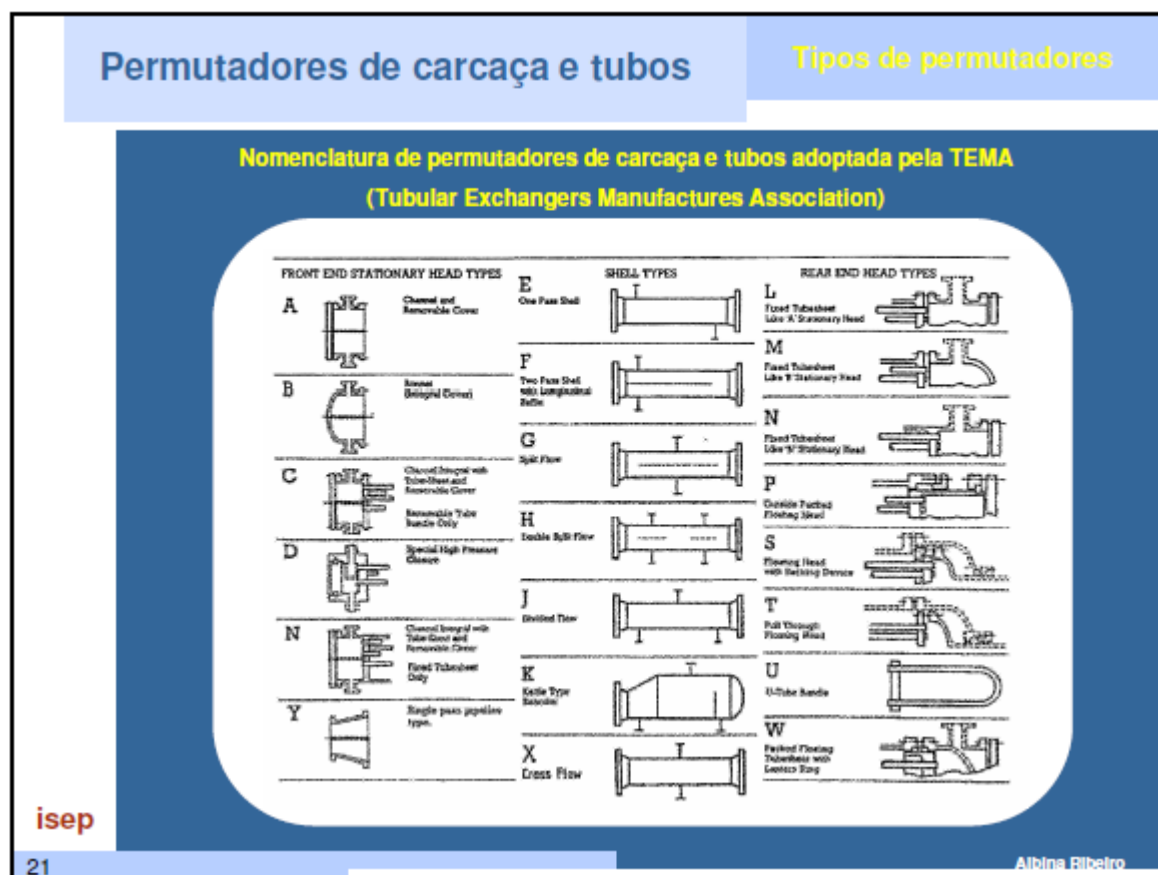


Figura E-10 – Nomenclatura TEMA de permutadores de carcaça e tubos (Ribeiro, 2009)

Tabela E-1 - Instâncias do EDR (novo permutador) ( 6 páginas)

Fluido quente (Corrente 17)  (Tubos/ Carcaça)	Resistência de Fouling  (ft²h°F/Btu)	Geometria				Coef. transf. calor, U (kcal/m²h°C)			Área (m²)	Preço (€)	Corrente 17
		Tipo	Pitch		Posição	Serviço	Sujo	Limpo			Temp. saída (°C)
			TEMA	arranjo	passo (mm)						
T	0,002	NFN	30 triang.	23,81	V	522,7	523,9	1027,6	125,9	34758	86,4
T	0,002	BFN	30 triang.	23,81	V	522,7	523,9	1027,6	125,9	34918	86,4
T	0,002	NFM	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	35041	86,4
T	0,002	BFM	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	35233	86,4
T	0,002	CFN	30 triang.	23,81	V	522,7	523,9	1027,6	125,9	35488	86,4
T	0,002	NFU	30 triang.	23,81	V	513,2	515,4	995,5	128,2	35607	86,4
T	0,002	CFM	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	35818	86,4
T	0,002	DFN	30 triang.	23,81	V	522,7	523,9	1027,6	125,9	35961	86,4
T	0,002	DFM	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	36277	86,4
T	0,002	CFU	30 triang.	23,81	V	513,2	517,7	1004,3	128,2	36757	86,4
T	0,002	DFU	30 triang.	23,81	V	513,2	517,7	1004,3	128,2	36968	86,4
T	0,002	AFN	30 triang.	23,81	V	522,7	523,9	1027,6	125,9	37675	86,4
T	0,002	NFP	30 triang.	23,81	V	513,5	516,4	999,3	128,1	37731	86,4
T	0,002	NEN	30 triang.	23,81	V	423,8	430,5	720,8	155,3	38002	86,4
T	0,002	BFP	30 triang.	23,81	V	513,5	516,4	999,3	128,1	38002	86,4
T	0,002	AFM	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	38025	86,4
T	0,002	BEN	30 triang.	23,81	V	423,8	430,5	720,8	155,3	38071	86,4
T	0,002	NFL	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	38379	86,4
T	0,002	BFL	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	38571	86,4
T	0,002	AFU	30 triang.	23,81	V	513,2	517,7	1004,3	128,2	38700	86,4
T	0,002	NEM	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	38719	86,4
T	0,002	CFP	30 triang.	23,81	V	513,5	516,4	999,3	128,1	38789	86,4
T	0,002	BEM	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	38825	86,4
T	0,002	CEN	30 triang.	23,81	V	423,8	430,5	720,8	155,3	38916	86,4
T	0,002	DFP	30 triang.	23,81	V	513,5	516,4	999,3	128,1	39046	86,4

Fluido quente (Corrente 17)  (Tubos/ Carcaça)	Resistência de Fouling  (ft²h°F/Btu)	Geometria				Coef. transf. calor, U (kcal/m²h°C)			Área (m²)	Preço (€)	Corrente 17
		Tipo	Pitch		Posição	Serviço	Sujo	Limp			Temp. saída (°C)
			TEMA	arranjo	passo (mm)						
T	0,002	CFL	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	39234	86,4
T	0,002	BGM	30 triang.	23,81	V	481,7	485,4	889,2	149,6	39312	86,4
T	0,002	DEN	30 triang.	23,81	V	423,8	430,5	720,8	155,3	39325	86,4
T	0,002	CEM	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	39538	86,4
T	0,002	CGN	30 triang.	23,81	V	480,6	485,3	889,2	149,9	39584	86,4
T	0,002	DFL	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	39614	86,4
T	0,002	CGM	30 triang.	23,81	V	481,7	485,4	889,2	149,6	39884	86,4
T	0,002	DEM	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	40080	86,4
T	0,002	BEP	30 triang.	23,81	V	416,5	417,7	685,8	157,9	40734	86,4
T	0,002	AFP	30 triang.	23,81	V	513,5	516,4	999,3	128,1	40908	86,4
T	0,002	NEP	30 triang.	23,81	V	427,7	431,1	722,6	153,8	41028	86,4
T	0,002	AEN	30 triang.	23,81	V	423,8	430,5	720,8	155,3	41070	86,4
T	0,002	BEW	30 triang.	23,81	V	416,5	417,8	685,9	157,9	41443	86,4
T	0,002	AFL	30 triang.	23,81	V	524,1	524,1	1028,6	125,6	41458	86,4
T	0,002	NEW	30 triang.	23,81	V	416,5	417,8	685,9	157,9	41588	86,4
T	0,002	CEP	30 triang.	23,81	V	416,5	417,7	685,8	157,9	41666	86,4
T	0,002	AEM	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	41861	86,4
T	0,002	DEP	30 triang.	23,81	V	416,5	417,7	685,8	157,9	41989	86,4
T	0,002	NEL	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	42013	86,4
T	0,002	BEL	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	42119	86,4
T	0,002	NGL	30 triang.	23,81	V	481,7	485,4	889,2	149,6	42569	86,4
T	0,002	CEW	30 triang.	23,81	V	416,5	417,8	685,9	157,9	42671	86,4



Fluido quente (Corrente 17) (Tubos/ Carcaça)	Resistência de Fouling (ft²h°F/Btu)	Geometria				Coef. transf. calor, U (kcal/m²h°C)			Área (m²)	Preço (€)	Corrente 17  Temp. saída (°C)
		Tipo  TEMA	Pitch		Posição	Serviço	Sujo	Limpo			
			arranjo	passo (mm)	Horizontal/ Vertical						
T	0,002	DEW	30 triang.	23,81	V	416,5	417,8	685,9	157,9	42698	86,4
T	0,002	CGU	30 triang.	23,81	V	481,9	493,1	915,6	149,6	42840	86,4
T	0,002	CGP	30 triang.	23,81	V	485,3	485,4	889,4	148,5	42888	86,4
T	0,002	CEL	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	42911	86,4
T	0,002	DEL	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	43373	86,4
T	0,002	CGL	30 triang.	23,81	V	481,7	485,4	889,2	149,6	43465	86,4
T	0,002	AEP	30 triang.	23,81	V	416,5	417,7	685,8	157,9	43888	86,4
T	0,002	BEM	90 square	23,81	V	396,1	400,1	639,5	166,1	44354	86,4
T	0,002	BEM	45 rot. Sq.	23,81	V	402,4	408,1	660,1	163,6	44462	86,4
T	0,002	AEW	30 triang.	23,81	V	416,5	417,8	685,9	157,9	44596	86,4
T	0,002	AEL	30 triang.	23,81	V	424,6	430,6	721,3	154,9	45251	86,4
T	0,002	CHU	30 triang.	23,81	V	423,1	425,1	706	169,7	45303	86,4
T	0,002	CHN	30 triang.	23,81	V	413,7	415,5	679,8	173,6	45322	86,4
T	0,002	BHM	30 triang.	23,81	V	414,7	415,5	679,9	173,2	45408	86,4
T	0,002	BFP	30 triang.	23,81	V	489,9	495,2	923	164,7	45945	79,5
T	0,002	CHM	30 triang.	23,81	V	414,7	415,5	679,9	173,2	46083	86,4
T	0,002	BIM	30 triang.	23,81	V	497,2	510,5	977,3	143,2	47202	86,4
T	0,002	AEM	90 square	23,81	V	396,1	400,1	639,5	166,1	47294	86,4
T	0,002	BEM	30 triang.	23,81	H	320,7	326	469,1	205,1	48442	86,4
T	0,002	CIN	30 triang.	23,81	V	496,5	510,5	977,2	143,4	48730	86,4
T	0,002	CIM	30 triang.	23,81	V	497,2	510,5	977,3	143,2	48814	86,4
T	0,002	CHP	30 triang.	23,81	V	407	408,3	660,7	176,4	48848	86,4

Fluido quente (Corrente 17) (Tubos/ Carcaça)	Resistência de Fouling (ft²h°F/Btu)	Geometria				Coef. transf. calor, U (kcal/m²h°C)			Área (m²)	Preço (€)	Corrente 17
		Tipo	Pitch		Posição	Serviço	Sujo	Limp			Temp. saída (°C)
			TEMA	arranjo	passo (mm)						
T	0,002	NHL	30 triang.	23,81	V	414,7	415,5	679,9	173,2	48901	86,4
T	0,002	CHL	30 triang.	23,81	V	414,7	415,5	679,9	173,2	49443	86,4
T	0,002	NFS	30 triang.	23,81	V	503	510,7	978,3	130,8	49862	86,4
T	0,002	CFS	30 triang.	23,81	V	517,4	523,5	1026,1	127,2	50931	86,4
T	0,002	BEM	30 triang.	23,81	V	362,7	363,7	550,2	222,3	51076	79,5
T	0,002	DFS	30 triang.	23,81	V	517,4	523,5	1026,1	127,2	51180	86,4
T	0,002	AEM	30 triang.	23,81	H	320,7	326	469,1	205,1	52341	86,4
T	0,002	AFS	30 triang.	23,81	V	517,4	523,5	1026,1	127,2	52912	86,4
T	0,002	CIL	30 triang.	23,81	V	497,2	510,5	977,3	143,2	53096	86,4
T	0,002	NFT	30 triang.	23,81	V	518,5	526,1	1036,3	126,9	53833	86,4
T	0,002	NES	30 triang.	23,81	V	420	421,5	696	156,6	54242	86,4
T	0,002	CFT	30 triang.	23,81	V	518,7	520	1012,9	126,9	55338	86,4
T	0,002	BEM	30 triang.	23,81	V	350,3	357,3	536,8	245,4	55739	77,5
T	0,002	DFT	30 triang.	23,81	V	518,7	520	1012,9	126,9	56082	86,4
T	0,002	CGS	30 triang.	23,81	V	488,3	490,5	906,5	147,6	56114	86,4
T	0,002	NEU	30 triang.	23,81	V	485,7	498,1	932,9	148,3	56574	86,4
T	0,002	BEU	30 triang.	23,81	V	485,7	492	911,6	148,3	56654	86,4
T	0,002	BES	30 triang.	23,81	V	393	403,1	647,1	167,4	57327	86,4
T	0,002	CIP	30 triang.	23,81	V	462,6	470,1	839,3	154	57628	86,4
T	0,002	BJM	30 triang.	23,81	V	462,1	465,6	825	155,8	57699	86,4
T	0,002	AFT	30 triang.	23,81	V	518,7	520	1012,9	126,9	57868	86,4
T	0,002	CEU	30 triang.	23,81	V	485,7	492	911,6	148,3	58422	86,4

Fluido quente (Corrente 17)  (Tubos/ Carcaça)	Resistência de Fouling  (ft²h°F/Btu)	Geometria				Coef. transf. calor, U (kcal/m²h°C)			Área (m²)	Preço (€)	Corrente 17
		Tipo	Pitch		Posição	Serviço	Sujo	Limpo			Temp. saída (°C)
			TEMA	arranjo	passo (mm)						
T	0,002	CES	30 triang.	23,81	V	393	403,1	647,1	167,4	58473	86,4
T	0,002	DEU	30 triang.	23,81	V	485,7	492	911,6	148,3	58704	86,4
T	0,002	CJN	30 triang.	23,81	V	461,4	465,5	824,7	156	59062	86,4
T	0,002	DES	30 triang.	23,81	V	393	403,1	647,1	167,4	59086	86,4
T	0,002	CJM	30 triang.	23,81	V	462,1	465,6	825	155,8	59412	86,4
T	0,002	NET	30 triang.	23,81	V	404,7	408,5	661,2	162,7	60609	86,4
T	0,002	CJU	30 triang.	23,81	V	427,7	437,2	740	168,8	60703	86,4
T	0,002	AES	30 triang.	23,81	V	393	403,1	647,1	167,4	60941	86,4
T	0,002	BET	30 triang.	23,81	V	404,7	408,5	661,2	162,7	61163	86,4
T	0,002	AEU	30 triang.	23,81	V	485,7	492	911,6	148,3	62113	86,4
T	0,002	CET	30 triang.	23,81	V	404,7	408,5	661,2	167,2	62313	86,4
T	0,002	CGT	30 triang.	23,81	V	468,7	469,4	837	153,8	62674	86,4
T	0,002	CJP	30 triang.	23,81	V	451,6	466,7	828,4	159,4	63011	86,4
T	0,002	CHS	30 triang.	23,81	V	400,3	404,6	651,1	179,4	63234	86,4
T	0,002	DET	30 triang.	23,81	V	404,7	408,5	661,2	162,7	63423	86,4
T	0,002	CJL	30 triang.	23,81	V	462,1	465,6	825	155,8	64123	86,4
T	0,002	CJW	30 triang.	23,81	V	451,6	460,4	808,9	159,4	64154	86,4
T	0,002	BEM	30 triang.	23,81	H	263,6	263,7	350	305,8	64586	79,5
T	0,0023	BEM	30 triang.	23,81	H	244,9	245,1	333	329,1	69017	79,5
T	0,002	CHT	30 triang.	23,81	V	404	404,9	651,8	177,7	71122	86,4
C	0,002	BEM	30 triang.	23,81	H	362,4	363,2	550,2	257,8	72169	79,5
C	0,0023	BEM	30 triang.	23,81	H	343,8	349,1	559,3	271,8	72468	79,5

Fluido quente (Corrente 17) (Tubos/ Carcaça)	Resistência de Fouling (ft²h°F/Btu)	Geometria				Coef. transf. calor, U (kcal/m²h°C)			Área (m²)	Preço (€)	Corrente 17  Temp. saída (°C)
		Tipo	Pitch		Posição	ServiçoSujoLimp					
			TEMA	arranjo	passo (mm)						
T	0,002	BXM	30 triang.	23,81	H	194,6	196	240	361,9	74922	86,4
T	0,002	CXM	30 triang.	23,81	H	194,6	196	240	361,9	76066	86,4
T	0,002	AET	30 triang.	23,81	H	312	314,6	445,9	210,7	78312	86,4
T	0,002	CJS	30 triang.	23,81	V	468,3	470,4	840,3	153,8	80837	86,4
T	0,002	AET	30 triang.	23,81	V	356	356	533,8	226,5	82997	79,5
T	0,002	AET	90 square	23,81	V	357,5	361,2	545,6	184,1	83780	86,4
T	0,0023	AET	30 triang.	23,81	V	329,4	333,7	520,6	244,8	88500	79,5
T	0,002	CJT	30 triang.	23,81	V	431,9	433,8	730,1	166,7	91912	86,4
C	0,002	AET	30 triang.	23,81	H	393,5	397,6	633,2	183	100226	86,4
T	0,0023	AET	30 triang.	23,81	H	234,9	235,5	315,4	343,2	114300	79,5
C	0,002	AET	30 triang.	23,81	H	358,6	360,4	543,9	260,6	117715	79,5
C	0,0023	AET	30 triang.	23,81	H	325,8	327,6	506	286,8	124222	79,5
T	0,002	BKM	30 triang.	23,81	H	173,4	174,3	208,2	802,6	213148	86,4
T	0,002	CKM	30 triang.	23,81	H	173,4	174,3	208,2	802,6	219914	86,4

## Heat Exchanger Specification Sheet

1	
2	
3	
4	
5	
6	Size 725 / 6000 mm Type BEM Ver Connected in 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.) 245,4 m2 Shells/unit 1 Surf/shell (eff.) 245,4 m2
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT
9	Fluid allocation
10	Fluid name
11	Fluid quantity, Total
12	Vapor (In/Out)
13	Liquid
14	Noncondensable
15	
16	Temperature (In/Out)
17	Dew / Bubble point
18	Density (Vap / Liq)
19	Viscosity
20	Molecular wt, Vap
21	Molecular wt, NC
22	Specific heat
23	Thermal conductivity
24	Latent heat
25	Pressure (abs)
26	Velocity
27	Pressure drop, allow./calc.
28	Fouling resist. (min)
29	Heat exchanged
30	Transfer rate, Service
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL
32	Design/vac/test pressure:
33	Design temperature
34	Number passes per shell
35	Corrosion allowance
36	Connections
37	Size/rating
38	Nominal
39	Tube No.
40	Tube type
41	Shell
42	Channel or bonnet
43	Tubesheet-stationary
44	Floating head cover
45	Baffle-crossing
46	Baffle-long
47	Supports-tube
48	Bypass seal
49	Expansion joint
50	RhoV2-Inlet nozzle
51	Gaskets - Shell side
52	Gaskets - Tube side
53	Floating head
54	Code requirements
55	Weight/Shell
56	Remarks
57	
58	

Figura E-11 – Folha de especificação (EDR) do novo permutador de carcaça e tubos (ver 4.1)

**E.2 – Orçamento de A. Silva Matos**

★ de **José Figueiredo** [ocultar detalhes](#) 20 Jun [Responder](#)

JoseFigueiredo@asilvamat. pt  
para ● Mario Jorge da Silva Viegas dos Santos  
<mjsvsantos@gmail.com>  
data 20 de Junho de 2011 10:32  
assunto RE: Pedido de orçamento  
enviado por asilvamat. pt  
📌 É importante porque a marcou como importante.

Ex.mo Senhor Eng. Mário dos Santos,

Conforme solicitado, informamos que o preço estimado para o fornecimento de 1 permutador de calor, com as características indicados no pedido é: 80.000,00 Eur + Iva.

Melhores cumprimentos.

José Figueiredo

**Figura E-12 – Resposta (orçamento) para o novo permutador de carcaça e tubos (ver 4.1)**

## Anexo F – Permutador de calor *Helixchanger®* (Lummus Technology)

### F.1 – Orçamento

Dear Mario,

Here attached is the Helixchanger design that you can use in your master's thesis, to compare with the conventional design and list the benefits of Helixchanger.

In general, there are four major aspects of the benefits, you can compare and focus on few if not all of the benefits;

- 1). Improved heat transfer - reduced surface, reduced investment cost
- 2). lower shellside pressure drop - reduced operation cost
- 3). lower shellside fouling - extended run-length and service life, reduced maintenance cost
- 4). reduced vibration

When you refer the Helixchanger heat exchanger technology, please use it in the correct term - HELIXCHANGER (trade mark) Heat Exchanger is a proprietary technology of Lummus Technology Heat Transfer, it is a proven technology with more 2500 Helixchanger heat exchangers applications in refining, petrochemical, chemical, power and oil sands industries worldwide.

I also send you the Helixchanger brochure that you can attach to your master thesis as reference.

- Ocultar citação -

Best Regards,



Lummus Technology  
a CB&I company

Mann Lee  
Business Development Manager  
Office: +1 973 893 2260  
Fax: +1 973 893 2106

Mario,

The budgetary price for two new exchangers would be \$200 - \$210k USD, based on US gulf price basis.

Best Regards,



Lummus Technology  
a CB&I company

Mann Lee  
Business Development Manager  
Office: +1 973 893 2260  
Fax: +1 973 893 2106

[MannLee@cbi.com](mailto:MannLee@cbi.com)

Lummus Technology  
1515 Broad St.  
Bloomfield, NJ 07003-3096  
United States  
[www.cbi.com/lummus-technology](http://www.cbi.com/lummus-technology)

**Figura F-1 – Respostas (orçamento) (Lummus Technology) (ver 4.2)**

## F.2 – Folha de especificação (2 páginas)

Lummus Technology Heat Transfer A CB&I Company Bloomfield, NJ USA		Always Refer To This Number			
		Div.	Job	PO/Req.	Sup.
DATASHEET- SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER					
Sheet 1 of 2					
1	Customer	[H]	Equipment Tag No. [4]		
2	Plant Location	[H]	Manufacturer		
3	Service of Unit	[H]	Type	AE8	Horizontal
4	Size	800-T315	Number of Shells in Parallel	1	Series 2
5	Surface/Unit (Gross)	528 m <sup>2</sup>	Shells/Unit	2	Surface/Shell (ER)
6	PERFORMANCE OF ONE UNIT				
7	Fluid Allocation	Shell Side		Tube Side	
8	Fluid Circulated	Stream 9		Stream 17	
9	Fluid Quantity Total	kg/h		72672	
10	Vapor (In/Out)	kg/h	2447	5477	4026
11	Liquid	kg/h	66890	63860	68646
12	Steam	kg/h			
13	Water	kg/h			
14	Noncondensable	kg/h			
15	Temperature (In/Out)	C	53	97.5	120
16	Density (W/L)	kg/m <sup>3</sup>	6.594	781.3	10.263
17	Viscosity (W/L)	cP	0.01	0.64	0.012
18	Molecular Weight, Vapor				
19	Molecular Weight, Noncondensable				
20	Specific Heat (W/L)	kJ/kg-C	2.409	0.49	2.079
21	Thermal Conductivity (W/L)	kJ/h-m-C	0.15	0.08	0.152
22	Latent Heat(h)	kJ/kg			
23	Inlet Pressure	Bar-G	60.6		47.7
24	Velocity, Avg.	m/s	2.66 (helical flow) [2] [8]		3.02 [8]
25	Pressure Drop, Clean (Allow/Calc)	bar	0.96		0.78
26	Fouling Resistance (Min.)	m <sup>2</sup> -h-C/kcal	0.0004		0.0004
27	Heat Exchanged	MM kcal/h	2.166		MTD Corrected
28	Transfer Rate	kJ/h-m <sup>2</sup> -C	232.5		CLEAN
29	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				
30		Shell Side	Tube Side		Sketch (Bundle/Nozzle Orientation)
31	Design Pressure	Bar-G	[4]	[4]	
32	Design Temperature (Min/Max)	C	[4]	[4]	
33	No. of Passes Per Shell		1	2	
34	Corrosion Allowance	mm	[4]	[4]	
35	Connections, In	mm	1-10"	1-10"	
36	Size, & (Nominal) Out	mm	1-10"	1-10"	
37	Rating Interm.	mm	1-10"	1-10"	
38	Tube No.	803	OD (mm)	19.05	Thk (mm)
39	Tube Type	Plain	Length (m)	7.315	Pitch (mm)
40	Shell	[H]	ID	800	mm
41	Channel	[H]	Material	CARBON STEEL [4]	
42	Tube-sheet- Stationary	[H]	Shell Cover	[4]	(Remov.)
43	Floating Head Cover	[H]	Channel Cover	[4]	
44	Baffles (Cross)	[H]	Tube-sheet- Floating	[4]	
45	Baffles (Long)	-	Impingement Protection	2 rows of rods [5]	
46	Supports- Tube	[H]	Type Single Helix	Helix Angle	10 deg
47	Expansion Joint	-	C. Spacing	200 [3]	mm
48	Seal Arrangement	4 pairs of seal strips	Seal Type	-	
49	Gaskets- Shellside	[H]	U-Bend	-	Type Floating Head Support Plate [4]
50	Code Requirements	[H]	Type	-	
51	Weights/Shell (kg)	Shipping	Tube/Tube-sheet Joint	[4]	
52	For Notes, see Sheet 2 of 2		Gaskets- Tubewise	[4]	Floating Head [4]
53			Code Stamp (Y/N)	[4]	TEMA Class [4]
54	Prepared: MDP	Approved: TS	Rev. 0	7/11/2011	Rev. 1
					Rev. 2
					Rev. 3
					Rev.





**Lummus Technology Heat Transfer**  
A C&S Company  
Bloomfield, NJ USA

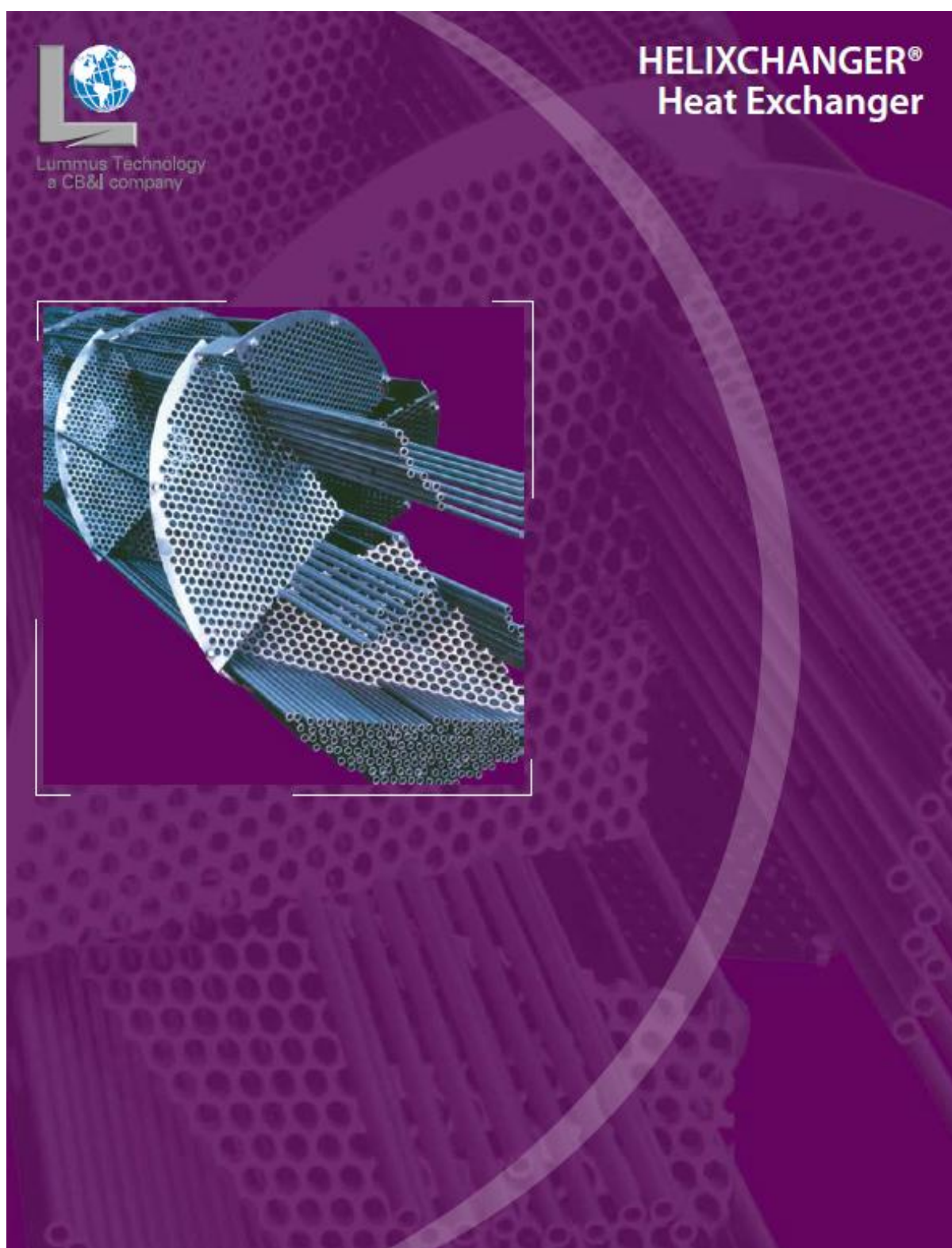
Always Refer To This Number				
Div.	Job	PO/Req.	Sup.	

**DATASHEET- SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER**

Sheet 2 of 2

1	Customer	[H]	Equipment Tag No	[4]
2	Plant Location	[H]	Manufacturer	
3	Service of Unit	[H]	Type	AES Horizontal
4	Size	800-7315	Number of Shells In Parallel	1 Series 2
5	Surface/Unit (Gross)	528 m <sup>2</sup>	Shells/Unit	2 Surface/Shell (ER) 254.5 m <sup>2</sup>
6				
7	<b>Notes</b>			
8	[1] Lummus Technology Heat Transfer proprietary HELIXCHANGER heat exchanger design.			
9	[2] The helical flow velocity achieved is significantly higher than the average cross-flow velocity achievable in an equivalent segmental baffle design. Thus, the shear forces acting on the tube wall would be significantly higher in the HELIXCHANGER design. Additionally, the constant helical flow area offers uniform flow velocities through the bundle and there are few dead spaces within the helical shell space. The result would be lower fouling characteristics and longer run lengths of this exchanger unit between cleaning.			
10				
11				
12				
13				
14	[3] Number of helical baffle quadrants per shell: 99 (estimated)			
15	[4] Refer to Client specifications.			
16	[5] Provide TWO rows of impingement rods, 15.875 mm diameter and 22.225 mm pitch at 45 DEG layout.			
17	[6] Average two-phase velocity, only for reference.			
18	[7] Linear condensation and vaporization has been assumed.			
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54	Prepared:	MDP	Approved:	TS
	Rev. 0	7/8/2011	Rev. 1	
	Rev. 2		Rev. 3	
	Rev.			

### F.3 – Brochura *Helixchanger® Heat Exchanger*



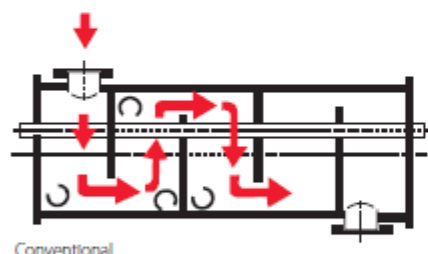
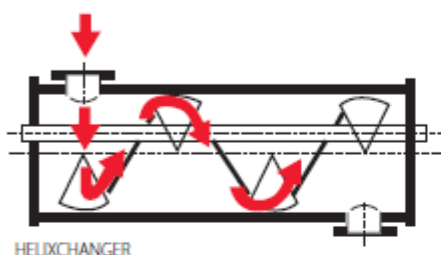
### ***The concept***

The HELIXCHANGER® heat exchanger is a helically baffled shell and tube heat exchanger. Each baffle occupies about one quadrant of the cross section and is inclined with the centerline of the exchanger. Successive baffles are arranged as guide-vanes to create continuous helical and near plug-flow conditions on the shellside.

### ***Advantages***

Compared with conventional perpendicular segmentally baffled shell and tube heat exchangers, HELIXCHANGER heat exchangers offer the following advantages:

- Enhanced heat transfer
- Lower shellside pressure drop
- Reduced investment costs
- Increased process capacity
- Lower shellside fouling
- Extended run-length and service life
- Reduced vibration hazards
- Reduced maintenance costs



### ***Applications***

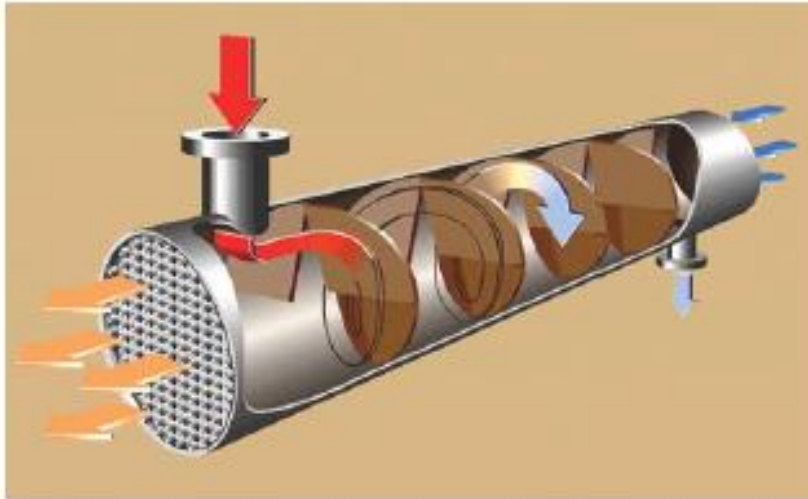
HELIXCHANGER heat exchangers are best suited for services in which the shellside heat transfer coefficient plays a determining role and/or shellside pressure drop is controlling, where reduced shellside fouling is desired, and also when flow-induced vibrations are a concern. Shellside media may range from hydrogen-rich gas to water or viscous fluids with high fouling tendencies, in single-phase or two-phase flow. HELIXCHANGER heat exchangers can be designed with TEMA E, J or special multi-pass shells with multi-pass tube bundles.

Applications are in the gas processing, refining, petrochemical and chemical industries, as well as the power, food and pharmaceutical industries. Some examples are:

- Crude preheat exchangers
- Feed preheaters
- Oil coolers
- Process gas coolers
- Compressor aftercoolers
- Reactor feed-effluent exchangers
- Overhead condensers
- Column reboilers

HELIXCHANGER heat exchangers provide substantial cost benefits for new plants and for revamps of existing units. Reductions in surface area of up to 30%, with smaller size or fewer number of shells, can be achieved. This provides significant savings in capital costs, piping/structural costs and plot space. HELIXCHANGER heat exchangers are particularly suited for plant revamps. Increases in process capacity of up to 40% can be achieved with replacement HELIXCHANGER bundles while also reducing maintenance requirements. Reuse of existing shells and piping provides significant savings in investment costs.





### ***End user benefits***

- Capital cost savings – typically 20%
- Increased process capacity of up to 40%
- Extended run-lengths of up to 3-4 times
- Lower energy costs, pumping costs and downstream heating costs
- Reduced maintenance costs
- Lower total life cycle costs

### ***HELIXCHANGER configurations***

- HELIFIN® Heat Exchanger
  - HELIXCHANGER heat exchanger with low-finned tubes
- HELITOWER Heat Exchanger
  - "Texas-Tower" exchanger with HELIXCHANGER baffles, or HELIXCHANGER heat exchanger used in a vertical feed/effluent exchanger application
- HELITURB Heat Exchanger
  - HELIXCHANGER heat exchanger with tube-inserts
- HELILOCK Heat Exchanger
  - HELIXCHANGER heat exchanger with Lummus Advanced Breech-Lock high pressure channel closure (LABLEX™)



### ***Customer service***

Lummus Technology Heat Transfer provides design engineering and supplies HELIXCHANGER heat exchangers through a global network of qualified licensed fabricators. If you are considering a revamp of an existing plant or planning a grassroots plant, please contact us by email at [helix@CBL.com](mailto:helix@CBL.com) to review how these advancements can work to your benefit.



Since its founding more than 100 years ago, Lummus Technology Heat Transfer has designed and supplied more than 25,000 shell and tube heat exchangers. Ongoing research and development, along with the ISO 9001 Lloyds certified quality system, ensure that our advanced equipment meets customer requirements now and in the future.

HELIXCHANGER® heat exchanger is the latest generation of shell and tube exchangers, and is patented technology of Lummus Technology Heat Transfer.



Lummus Technology  
a C&I company

Corporate Office: The Hague, The Netherlands

Worldwide Administrative Office: The Woodlands, Texas USA

Lummus Technology Headquarters: Bloomfield, New Jersey USA

[www.Lummus.CBI.com](http://www.Lummus.CBI.com)

technology | engineering | procurement | construction

Only employees, agents, or representatives authorized under and pursuant to written agreement with C&I are authorized to distribute this brochure to an actual or potential client of C&I.  
©Copyright 2008 by Chicago Bridge & Iron Company. All rights reserved. Printed in USA.